



TUGAS AKHIR - TK145501

**PABRIK BIOETANOL DARI LIMBAH NANAS
(*Ananas cosmosus L. Merr*) DENGAN
MENGGUNAKAN MOLECULAR SIEVE**

Prayudhitia Putri Kusumawardani
NRP. 2314 030 009

Nurul Aini
NRP. 2314 030 011

Dosen Pembimbing
Ir. Agus Surono, MT.

PROGRAM STUDI DIII TEKNIK KIMIA
DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA INDUSTRI
Fakultas Vokasi
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya
2017



TUGAS AKHIR TK 145501

**PABRIK BIOETANOL DARI LIMBAH NANAS (*Ananas
cosmosus L. Merr*) DENGAN MENGGUNAKAN
MOLECULAR SIEVE**

Prayudhitia Putri Kusumawardani
NRP. 2314 030 009

Nurul Aini
NRP. 2314 030 011

Supervisor
Ir. Agus Surono, MT

**PROGRAM STUDI DIII TEKNIK KIMIA
DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA INDUSTRI
Fakultas Vokasi
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya
2017**



FINAL PROJECT TK 145501

BIOETHANOL FACTORY FROM PINEAPPLE (*Ananas cosmosus L. Merr*) WASTE WITH MOLECULAR SIEVE

Prayudhitia Putri Kusumawardani
NRP. 2314 030 009

Nurul Aini
NRP. 2314 030 011

Supervisor
Ir. Agus Surono, MT

DIPLOMA STUDY PROGRAM OF CHEMICAL ENGINEERING
DEPARTEMENT OF CHEMICAL INDUSTRY ENGINEERING
Faculty Of Vocational
Sepuluh Nopember Institute of Technology
Surabaya
2017

LEMBAR PENGESAHAN

LAPORAN TUGAS AKHIR DENGAN JUDUL :
PABRIK BIOETANOL DARI LIMBAH NANAS (*Ananas cosmosus* L. Merr)
DENGAN MENGGUNAKAN MOLECULAR SIEVE

TUGAS AKHIR

Diajukan Guna Memenuhi Salah Satu Syarat
Memperoleh Gelar Ahli Madya
pada
Departemen Teknik Kimia Industri
Fakultas Vokasi
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh

Prayudhitia Putri Kusumawardani
Nurul Aini

(NRP 2314 030 009)
(NRP 2314 030 011)

Disetujui oleh Dosen Pembimbing Tugas Akhir :

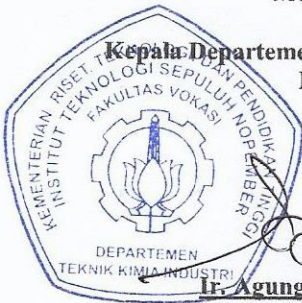
Dosen Pembimbing



Ir. Agus Surono, M.T.
NIP. 19590727 198701 1 001

Mengetahui,

Kepala Departemen Teknik Kimia Industri
FV-ITS



Ir. Agung Subyacto, M.S.
NIP. 19580312 198601 1 001

SURABAYA, 26 JULI 2017

LEMBAR REVISI

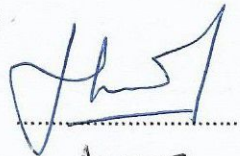
Telah diperiksa dan disetujui sesuai dengan hasil ujian tugas akhir pada tanggal 14 Juli 2017 untuk tugas akhir dengan judul **"Pabrik Bioetanol dari Limbah Nanas (*Ananas cosmosus* L. Merr) Dengan Menggunakan Molecular Sieve"**, yang disusun oleh :

Prayudhitia Putri Kusumawardani
Nurul Aini

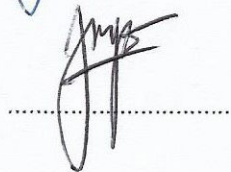
(NRP 2314 030 009)
(NRP 2314 030 011)

Disetujui oleh Tim Penguji Ujian Tugas Akhir :

1. Dr. Ir. Lily Pudjiastuti, MT

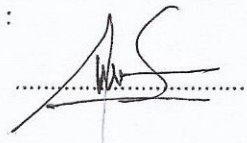


2. Nurlaili Humaidah, ST., MT



Disetujui oleh Dosen Pembimbing Tugas Akhir :

1. Ir. Agus Surono, MT



SURABAYA, 26 JULI 2017

PABRIK BIOETANOL DARI LIMBAH NANAS
(*Ananas cosmosus L. Merr*) DENGAN MENGGUNAKAN
MOLECULAR SIEVE

Nama Mahasiswa : 1. Prayudhitia Putri 2314 030 009
2. Nurul Aini 2314 030 011
Program Studi : Departemen Teknik Kimia Industri FV-ITS
Dosen Pembimbing : Ir. Agus Surono, MT

ABSTRAK

Kandungan limbah nanas 53.1% air; 14.42% serat kasar; 17,53% karbohidrat; 1,3% protein dan 13,65% gula reduksi yang memungkinkan untuk dimanfaatkan sebagai bahan baku pembuatan bioetanol dan sebagai pengolahan limbah yang tepat. Lokasi pendirian pabrik di Lampung dipilih karena berdasarkan ketersediaan bahan baku, air dan kemudahan transportasi.

Proses pembuatan bioetanol ini terdiri dari empat tahap, yaitu tahap pretreatment, hidrolisis, fermentasi dan pemurnian. Pada tahap pretreatment limbah nanas dihancurkan di crusher tujuannya untuk mencacahan limbah nanas sebelum masuk ke Tangki Mixing. Pada tahap hidrolisis, dilakukan proses liquifikasi dan sakarifikasi dengan enzim α -amilase dan glukoamilase. Pada tahap fermentasi, dilakukan perubahan glukosa menjadi etanol dengan menggunakan yeast. Yeast yang dipakai adalah *Saccharomyces cerevisiae*. Pada tahap pemurnian, dilakukan dengan 2 tahapan yakni destilasi dan dehidrasi. Hasil dari proses pemurnian dengan destilasi adalah mencapai 96 % bioetanol dan pada proses dehidrasi Molecular sieve diperoleh bioetanol sebesar 99,5%.

Pabrik ini direncanakan beroperasi secara kontinyu selama 330 hari/tahun, 24 jam/hari/ Kapasitas produksi Pabrik Bioetanol sebesar 10560 Ton/Tahun. Bahan baku utama pabrik ini adalah limbah nanas. Bahan baku pendukung pabrik ini adalah *Saccharomyces cerevisiae*, Enzim α -amilase, Enzim Glukoamilase, Urea ($\text{CO}(\text{NH}_2)_2$), Ammonium Phospat, Antifoam (Turkey Red Oil), Molasses dan Ammonium Sulfat. Produk Produk yang dihasilkan pabrik ini adalah dengan kadar bioetanol 99,5%.

Kata kunci: Bioetanol, Karbohidrat, Molecular sieve, Limbah nanas

BIOETHANOL FACTORY FROM PINEAPPLE (*Ananas cosmosus L. Merr*) WASTE WITH MOLECULAR SIEVE

Name of Colleger : 1. Prayudhitia Putri 2314 030 009
2. Nurul Aini 2314 030 011
Study Program : Department of Chemical Industry
Engineering
Mentor Lecturer : Ir. Agus Surono, MT

ABSTRACT

Pineapple waste contains of 53,1% water, 14,42% fiber, 17,53% carbohydrate, 1,3% protein and 13,65% reducing sugar that can be used as the raw material of bioethanol process and waste treatment. Lampung was selected because of its establishment of factory location based on the availability of raw material, water and transportation.

*There are 4 processes in the production of Bioethanol, pre-treatment, hidolisis, fermentation and purification. On pre-treatment process, pineapple waste is chrused with chrusher to chop pineapple waste into pieces before entered to Mixing Tank. In the hidirolisis process there will be ocured liquification and saccharification with α -amylase and glucoamylase enzymes. In fermentation process, glucose converted to bioethanol with yeast. The yeast that will be used is *Saccharomyces cereviceae*. Purification will be done with 2 techniques, distillation and dehydration. The result of purification process with distillation will get 96% of bioethanol while the dehydration process will get 99,5% of bioethanol.*

*This factory will be operationed 24 hours during 330 day/year continously. The capacity of production Bioethanol factory is 10560 ton/year. The main raw material in this factory is pineapple waste. The supporting raw material is *Saccharomycess cereviceae*, α -amilase, glukoaamylase, Urea($\text{CO}(\text{NH}_2)_2$) , Ammonium phospat, Antifoam (Turkey Red Oil), Molasses and Ammonium Sulfate. The products is bioethanol 99,5%.*

Keywords : *Bioethanol, Carbohydrate, Mollecular sieve Pineapple waste, *Saccharomyces cereviceae**

KATA PENGANTAR

Syukur alhamdulillah, puji syukur kami panjatkan atas kehadiran Allah SWT karena hanya dengan rahmat dan ridho-Nya kami dapat menyelesaikan Tugas Akhir yang berjudul “**Pabrik Bioetanol dari Limbah Nanas (*Ananas cosmosus L. Merr*) dengan Menggunakan Molecular Sieve**” dengan tepat waktu. Tugas Akhir ini merupakan syarat untuk menyelesaikan Tahap Diploma III.

Selama menyelesaikan Tugas Akhir ini kami telah banyak memperoleh bantuan baik moril maupun materiil, untuk itu kami mengucapkan banyak terima kasih kepada :

1. Allah SWT, karena atas rahmat dan ridho-Nya kami dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini dengan tepat waktu.
2. Ir. Agung Subyakto, MT., selaku Ketua Program Studi Departemen Teknik Kimia Industri FV-ITS.
3. Warlinda Eka Triastuti, S.Si, MT., selaku Koordinator Tugas Akhir Departemen Teknik Kimia Industri FV-ITS.
4. Ir. Agus Surono, MT., selaku Dosen Pembimbing Departemen Teknik Kimia Industri FV-ITS.
5. Dr. Ir. Lily Pudjiastuti, MT., selaku Dosen Penguji Departemen Teknik Kimia Industri FV-ITS.
6. Nurlaili Humaidah ST, MT., selaku Dosen Penguji Departemen Teknik Kimia Industri FV-ITS.
7. Segenap Dosen, Staff dan Karyawan Departemen Teknik Kimia Industri FV-ITS.
8. Kedua orang tua yang telah memberikan dukungan doa dan motivasi kepada kami secara moril dan materiil sehingga kami dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini.
9. Teman-teman angkatan 2014 serta teman-teman angkatan yang lain Departemen Teknik Kimia Industri FV-ITS.

10. Semua pihak yang tidak bisa kami sebutkan satu persatu yang telah banyak membantu dalam menyelesaikan Tugas Akhir kami.

Menyadari atas terbatasnya ilmu pengetahuan yang kami miliki, penulisan laporan Tugas Akhir ini masih belum sempurna. Untuk itu kami mengharapkan saran dan kritik yang membangun. Semoga laporan Tugas Akhir ini bermanfaat bagi penulis maupun pembaca. Amiin

Surabaya, Juli 2017

Penulis

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	
LEMBAR PENGESAHAN	
LEMBAR PERSETUJUAN	
KATA PENGANTAR	i
ABSTRAK.....	iii
ABSTRACT	iv
DAFTAR ISI.....	v
DAFTAR GAMBAR	vii
DAFTAR GRAFIK	viii
DAFTAR TABEL.....	ix
BAB I PENDAHULUAN	
I.1 Latar Belakang	I-1
I.2 Dasar Teori	I-9
I.3 Kegunaan	I-12
I.4 Sifat Fisika dan Kimia	I-13
BAB II MACAM DAN URAIAN PROSES	
II.1 Macam Proses.....	II-1
II.2 Seleksi Proses	II-11
II.3 Uraian Proses Terpilih.....	II-12
BAB III NERACA MASSA	III-1
BAB IV NERACA MASSA	IV-1
BAB V SPESIFIKASI ALAT.....	V-1
BAB VI UTILITAS	VI-1
BAB VII KESELAMATAN DAN KESEHATAN KERJA	
VII.1 K3 secara umum	VII-1
VII.2 Potensi Bahaya Lingkungan Kerja.....	VII-1
VII.3 Sistem Manajemen K3	VII-3
VII.4 Alat Pelindung Diri.....	VII-5
BAB VIII INSTRUMENTASI	
VIII.1 Instrumntasi Secara Umum.....	VIII-1
VIII.2 Jenis-jenis Alat Kontrol dalam Bidang Industri	VIII-3
VIII.3 Instrumentasi pada Pabrik Bioetanol.....	VIII-4
BAB IX PENGOLAHAN LIMBAH INDUSTRI KIMIA....	IX-1

BAB X KESIMPULAN	X-1
DAFTAR NOTASI	x
DAFTAR PUSTAKA	xi
LAMPIRAN :	
APPENDIX A NERACA MASSA.....	A-1
APPENDIX B NERACA PANAS	B-1
APPENDIX C SPESIFIKASI ALAT	C-1
Flowsheet Proses Pabrik Bioetanol	
Flowsheet Utilitas Pabrik Bioetanol	

DAFTAR GAMBAR

Gambar I.1	Lokasi Pabrik.....	I-7
Gambar II.1	Blok Diagram Proses Shank	II-2
Gambar II.2	Blok Diagram Proses Guggenheim.....	II-3
Gambar II.3	Blok Diagram Proses Sintesis	II-5

DAFTAR GRAFIK

Grafik I.1	Kebutuhan Sodium Nitrat di Indonesia	I-5
-------------------	--	-----

DAFTAR TABEL

Tabel I.1	Kapasitas Produksi Sodium Nitrat Komersial di Indonesia.....	I-4
Tabel I.1	Data Impor Sodium Nitrat di Indonesia.....	I-4
Tabel II.1	Perbandingan Ketiga Jenis Proses Pembuatan Sodium Nitrat.....	I-5

DAFTAR GAMBAR

Gambar I.1 Produksi Bahan Bakar Etanol secara Global (2005-2010) dalam juta liter.....	I-2
Gambar I.2 Produksi Bioetanol Dunia Secara Global (2007)Total 62,2 Milyar Liter	I-3
Gambar I.3 Peta Lokasi Pabrik Bioetanol dari Limbah Nanas	I-9
Gambar I.4 Limbah Nanas.....	I-12
Gambar I.5 Bagian – Bagian Nanas	I-13
Gambar II.1 Proses Pembuatan Etanol dari Etilena Dengan Proses <i>Indirect Hydration</i>	II-3
Gambar II.2 Proses Pembuatan Etanol dari Etilena Dengan Proses <i>Direct Hydration</i>	II-5
Gambar II.3 Proses Pembuatan Etanol dari <i>Blackstrap</i> <i>Molases</i>	II-6
Gambar II.4 Proses Pembuatan Etanol dari Pati	II-7
Gambar II.5 Proses Pembuatan Etanol dari Selulosa Dengan Proses Fermentasi	II-10

DAFTAR GRAFIK

Grafik I.1 Produksi Nanas di Lampung	I-6
Grafik I.2 Produksi Bioetanol di Indonesia.....	I-7

DAFTAR TABEL

Tabel I.1	Data Ekspor dan Impor Bioetanol di Indonesia (Ton/Tahun).....	I-5
Tabel I.2	Produksi Nanas di Lampung	I-5
Tabel I.3	Data Produksi Bioetanol di Indonesia (Ton/Jam) Sodium Nitrat	I-6
Tabel I.4	Persentase Bagian bagian Nanas	I-13
Tabel I.5	Komposisi Kimia Pabrik Limbah Makanan Kaleng Nanas	I-14
Tabel I.6	Sifat Fisik Etanol.....	I-19
Tabel I.7	Perbandingan sifat termal, kimia dan Fisika dari bioetanol dan premium	I-19
Tabel I.8	Spesifikasi Bioetanol menurut SNI	I-21
Tabel II.1	Seleksi Proses	II-11
Tabel III.1	Kandungan Limbah Nanas	III-1
Tabel III.2	Neraca Massa pada Mixing	III-1
Tabel III.3	Neraca Massa pada Hidrolisa	III-2
Tabel III.4	Neraca Massa pada Seeding	III-3
Tabel III.5	Neraca Massa pada Fermentor	III-4
Tabel III.6	Neraca Massa pada Rotary Vakum Filter.....	III-6
Tabel III.7	Neraca Massa pada Broth Tank	III-7
Tabel III.8	Neraca Massa pada Destilasi 1 (perjam)	III-8
Tabel III.9	Neraca Massa pada Destilasi 1 (perhari)	III-9
Tabel III.10	Neraca Massa pada Destilasi 1 (perjam)	III-10
Tabel III.11	Neraca Massa pada Destilasi 1 (perhari)	IV-11
Tabel III.12	Neraca Massa pada <i>Molecular Sieve</i>	IV-12
Tabel III.13	Neraca Massa pada <i>Molecular Sieve</i> (perhari).	IV-12
Tabel IV.1	Neraca Panas pada Tangki Mixing.....	IV-1
Tabel IV.2	Neraca Panas pada Tangki Hidrolisa	IV-3
Tabel IV.3	Neraca Panas pada Cooler.....	IV-4
Tabel IV.4	Neraca Panas pada Tangki Seeding	IV-5
Tabel IV.5	Neraca Panas pada Fermentor	IV-6
Tabel IV.6	Neraca Panas pada Preheater Distilasi I.....	IV-8
Tabel IV.7	Neraca Panas Distilasi I.....	IV-9

Tabel IV.8	Neraca Panas pada Destilasi II	VI-10
Tabel IV.9	Neraca Panas pada <i>Molecular Sieve</i>	VI-11
Tabel IV.10	Neraca Panas pada Cooler	VI-12
Tabel VIII.1	Instrument dalam pabrik Bioetanol	VIII-4

BAB I

PENDAHULUAN

I.1 Latar Belakang

Kebutuhan bahan bakar hingga saat ini masih disuplai oleh sumber utama dari bahan bakar fosil dan *non-renewable*, sehingga kedepannya sumber utama tersebut tidak bisa diandalkan lagi karena ketersediaan bahan yang semakin lama semakin menipis. Di sisi lain, energi alternatif terbarukan yang berasal dari bahan baku *renewable* sudah kerap dikembangkan di Indonesia. Menurut Walker (2010), sejak tahun 2008 sudah mulai dikembangkannya bioetanol yang diteliti bahwa dapat berpotensi sebagai bahan bakar alternatif terbarukan. Hingga sampai tahun 2014 produksi bioetanol di Indonesia adalah 348.079 ton/tahun (*ESDM, 2016*). Sedangkan, kebutuhan bioetanol di Indonesia pada tahun 2014 mencapai 474.135 ton/tahun (*BPS, 2016*). Hal tersebut menyebabkan Indonesia masih mengimpor dari luar untuk memenuhi kebutuhan bioetanol. Sumber daya alam yang sangat bermacam-macam dan lahan perkebunan yang luas dan subur di Indonesia memungkinkan untuk mengganti bahan baku dari bioetanol. Beberapa produk makanan ternyata masih ada bagian bahan yang belum dimanfaatkan dengan baik. Salah satu contohnya adalah pabrik pengalengan nanas PT Great Giant Pineapple yang berada di Lampung yang merupakan penghasil produk nanas dalam kaleng ketiga terbesar di dunia (*Hartono, 2015*). Menurut kemenperin (2015), pabrik pengalengan nanas ini memiliki kapasitas 200.000 ton/tahun. Selama ini limbah dari PT Great Giant Pineapple masih belum dimanfaatkan dengan maksimal.

Menurut Wijana (1991), limbah nanas mengandung 53,1% air, 17,53% karbohidrat, 13,65% gula tereduksi, 1,3% protein dan 14,42% serat kasar dimana kandungan karbohidratnya tersebut dikonversikan menjadi glukosa yang dapat diolah sebagai bahan baku bioetanol. Ditinjau dari kondisi potensi limbah nanas yang dapat dijadikan bioetanol dan kebutuhan bioetanol yang sangat

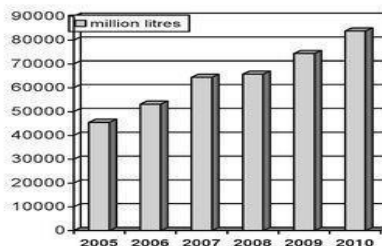


tinggi maka, sangat memungkinkan sekali untuk mendirikan pabrik bioetanol dari limbah nanas. Sehingga pendirian pabrik bioetanol ini dapat bersanding dengan pabrik pengalengan nanas dalam memanfaatkan kembali limbah nanas yang ada pabrik pengalengan dan daerah sekitar Lampung walaupun ditinjau dari segi ekonomi hal tersebut kurang memberikan keuntungan yang sangat besar. Akan tetapi, dapat dijadikan sebagai solusi yang baik dalam mengurangi limbah nanas yang belum dimanfaatkan.

Sejarah

Krisis energi pada tahun 1970 mendorong para ilmuwan dari bahan bakar alternatif mengarahkan untuk mengurangi ketergantungan terhadap minyak sebagai bahan bakar kendaraan. Zaman sekarang biofuel terbaru adalah memungkinkan dilakukan untuk mengurangi emisi gas pembuangan yang berbahaya dari pembakaran. penggunaan besar dari bahan bakar yang simpel secara kimiawi adalah seperti bioetanol. Bioetanol dapat mengurangi efek yang berbahaya pada kehidupan dan ekosistem yang mana bisa mengurangi bau, asap dan memberikan emisi yang rendah pada kendaraan.

Produksi Etanol secara global pada tahun 2008 adalah 65,7 milyar liter dan pada masa mendatang akan melebihi 100 milyar liter. dapat dilihat pada Gambar I.1

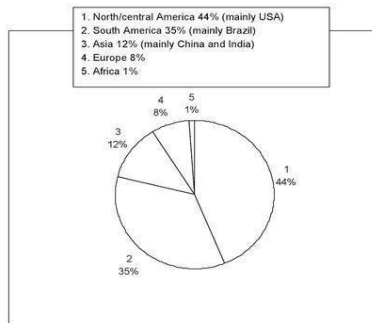


Gambar I.1 Produksi bahan bakar etanol secara global (2005-2010) dalam juta liter

Pada **Gambar I.2** total produksi bioetanol secara global dijelaskan bahwa Brazil dan US sebagai pemain yang dominan



dalam industri ini terhitung dalam 87% dari produksi bioetanol secara global (2008). Brazil adalah negara pertama yang memulai produksi bioetanol secara skala besar melalui program *Proalcool* dari pemerintahannya yang dimulai pada tahun 1975 dengan memanfaatkan alkohol dari gula tebu sebagai bahan bakar untuk merespon kenaikan harga minyak.



Gambar I.2 Produksi bioetanol dunia secara global (2007) total 62,2 milyar liter

Brazil kali ini merupakan produser terbesar kedua dengan 30 milyar liter/tahun (2008) dari gula tebu dan merupakan exporter terbesar didunia dari bahan bakar bioetanol. USA menempati produser terbesar didunia yang memproduksi bioetanol yang menyediakan 31 milyar liter/tahun.

Proses produksi bioetanol sangat ditentukan oleh bahan baku yang terlibat didalamnya. ada 2 tipe proses teknologi pembuatan bioetanol yakni disebut teknologi generasi pertama dan kedua. teknologi pertama menggunakan gula dan pati sebagai bahan baku sedangkan teknologi kedua adalah menggunakan lignoselulosa.

Alasan Pendirian Pabrik

Alasan utama pendirian pabrik ini disebabkan oleh terbatasnya bahan baku pembuatan etanol yang berasal dari gas alam yang digunakan oleh Indonesia saat ini. Kurangnya pasokan gas tersebut disebabkan terbatasnya ketersediaan gas alam yang ada di Indonesia. Selain itu, etanol juga memiliki banyak fungsi



serta kegunaan dalam pembuatan produk untuk kehidupan sehari-hari sekaligus juga berguna untuk berbagai industri. Dari tahun ke tahun kebutuhan untuk bioetanol semakin lama semakin bertambah. Pembuatan bioethanol yang berada di Lampung juga berfungsi untuk meningkatkan nilai kegunaan dan nilai ekonomis dari limbah pengalengan nanas yang sebagian besar hanya dimanfaatkan sebagai pupuk dan pakan ternak yang tidak memiliki nilai jual tinggi serta sulit bersaing di pasar internasional. Terdapat pula tujuan lain yaitu membantu ekonomi Indonesia terutama di kepulauan Lampung dengan cara mengurangi nilai impor yang selama ini cukup banyak dilakukan oleh Indonesia dan memberikan lapangan pekerjaan baru bagi tenaga kerja di Indonesia. Kenaikan yang cukup signifikan ini diperlukannya instansi yang dapat mencukupi kebutuhan bioetanol.

Ketersediaan Bahan Baku

Nanas termasuk salah satu komoditas ekspor andalan Indonesia. Hal tersebut dibuktikan dari produksi Nanas di Indonesia yang menduduki urutan ketiga se-Asia dengan presentase kenaikan tiap tahunnya sebesar 1,94% (ISSN: 1907-1507). Menurut Pusdatin (2015), di Indonesia terhitung dari lima tahun terakhir telah memproduksi nanas dengan rata-rata sebesar 1.754.081 ton/tahun, dimana daerah Lampung merupakan penghasil nanas terbesar di Indonesia dengan hasil rata-rata 568.525 ton/tahun. Kulit dan bonggol nanas merupakan limbah dari proses pabrik pengalengan nanas, jus, jelly atau lain-lain yang memiliki berat 52% dari berat nanas (FAO, 2005). Limbah nanas telah dimanfaatkan sebagai *nata de coco*, pakan ternak dan cuka. Akan tetapi hal tersebut dirasa tidak memiliki harga jual yang tinggi. Oleh karena itu, pemanfaatan limbah nanas kami manfaatkan sebagai bahan baku bioetanol yang harga jualnya lebih tinggi.

Kebutuhan dan Aspek Pasar

Berikut adalah data produksi, ekspor dan impor yang terdata selama tahun 2009-2014:



Tabel I.2 Data Ekspor dan Impor Bioetanol di Indonesia
(Ton/Tahun)

Tahun	Kapasitas (Ton/Tahun)	
	Ekspor	Impor
2010	5,55494008	11,491
2011	3,79787633	39,2690833
2012	5,11981283	70,3915833
2013	3,038423	19,12
2014	2,087155	128,143182

(Sumber : Badan Pusat Statistik, 2016)

Berdasarkan tabel di atas produksi dan impor bioetanol semakin meningkat, sedangkan ekspor bioetanol fluktuatif, sehingga dapat disimpulkan bahwa kebutuhan dan aspek pasar bioetanol cukup besar.

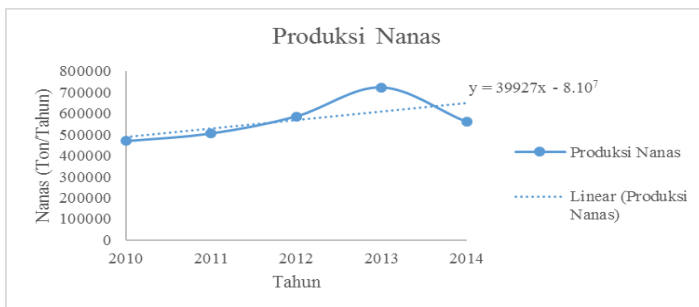
Pabrik Bioetanol ini didirikan di Lampung, maka berikut data produksi dari nanas di Lampung menurut Pusat Data dan Sistem Informasi Pertanian Indonesia:

Tabel I.3 Produksi Nanas di Lampung

Tahun	Produksi (Ton/Tahun)
2010	469.034
2011	505.337
2012	585.608
2013	722.621
2014	560.026

(Sumber : Pusat Data dan Sistem Informasi Pertanian, 2015)

Data-data tersebut direpresentasikan kedalam bentuk grafik sebagai berikut:



Grafik I.1 Produksi Nanas di Lampung

Dari grafik diatas didapatkan persamaan regresi: $y = 39927x - 8.10^7$

dimana : y = Produksi Nanas di Lampung (ton/tahun)

x = Tahun

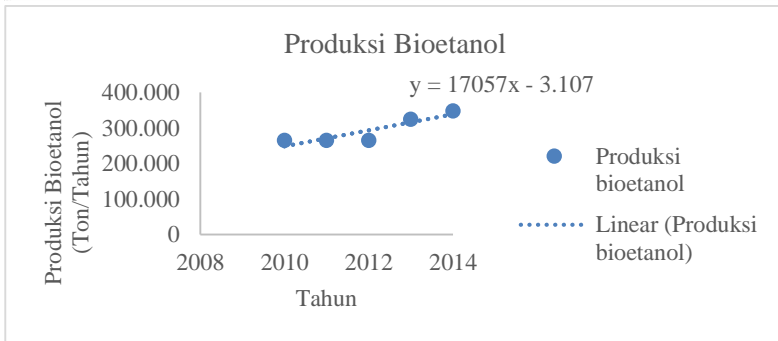
Kapasitas Pabrik

Penentuan kapasitas produksi suatu pabrik merupakan hal yang mendasar dan sangat penting karena hal tersebut memiliki faktor yang sangat berpengaruh dalam perhitungan teknis dan analisis ekonomi suatu pabrik. Untuk memproduksi bioetanol hal yang harus diketahui adalah jumlah produksi bioetanol selama beberapa periode. Oleh karena itu untuk menentukan kapasitas pabrik bioetanol dapat ditentukan melalui data produksi bioetanol di Indonesia dan produksi nanas di lokasi tempat pendirian pabrik.

Tabel I.4 Data Produksi Bioetanol di Indonesia (Ton/Tahun)

Tahun	Produksi (Ton/Tahun)
2010	264,679
2011	264,679
2012	264,679
2013	324,679
2014	348,079

(Sumber : ESDM, 2015)



Grafik I.2 Produksi Bioetanol di Indonesia

Dari persamaan regresi di atas didapatkan bahwa produksi bioetanol pada tahun 2020 sebesar :

$$\begin{aligned}\text{Produksi bioetanol tahun 2020} &= 17057x - 3.10^7 \\ &= 17057 \cdot 2020 - 3.10^7 \\ &= 4.455.140 \text{ ton/tahun}\end{aligned}$$

Berikut merupakan persamaan regresi dari limbah nanas yang ada di Lampung $y = 39927x - 8.10^7$. Maka, produksi nanas pada tahun 2020 yakni :

$$\begin{aligned}\text{Produksi nanas tahun 2020} &= 39927x - 8.10^7 \\ &= 39927 \cdot 2020 - 8.10^7 \\ &= 652.540 \text{ ton/tahun}\end{aligned}$$

Menurut FAO (2005) Prosentase limbah nanas itu sendiri adalah 75% dari beratnya, sehingga limbah nanas yang dihasilkan di Lampung yaitu :

$$\begin{aligned}\text{Produksi limbah nanas} &= 75\% \times 65.2540 \\ &= 489.405 \text{ ton/tahun} \\ &= 1.483,045455 \text{ ton/hari} \\ &= 1.483.045,455 \text{ kg/hari}\end{aligned}$$

Pabrik bioetanol kami menggunakan keseluruhan limbah nanas yang ada di Lampung yakni 1.483.045,455 kg/hari. Basis etanol yang dihasilkan dari 1000 kg/hari limbah nanas adalah 81 kg/hari etanol, sehingga kapasitas pabrik bioetanol ini adalah :

Kapasitas pabrik bioetanol :



$$\frac{1.000 \text{ kg/hari}}{1.483.000 \text{ kg/hari}} = \frac{81 \text{ kg/hari}}{x}$$

$$x = 120.126,68 \text{ kg/hari}$$

$$x = 5.005,278 \text{ kg/jam}$$

$$x = 5,6 \text{ L/jam}$$

$$x = 6 \text{ L/jam etanol}$$

Sehingga, kapasitas pabrik bioetanol ini adalah 120.126,68 kg/hari atau 144 L/hari. Dari produksi bioetanol tahun 2020, maka pabrik kami akan memenuhi 0,3% dari total produksi bioetanol.

Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi suatu pabrik merupakan salah satu masalah pokok yang menunjang keberhasilan suatu pabrik dan akan mempengaruhi kelangsungan dan kemajuan pabrik tersebut. Pabrik Bioetanol dari kulit nanas ini direncanakan akan berlokasi di Lampung dengan pertimbangan didasarkan pada hal-hal berikut ini:

1. Ketersediaan air

Air merupakan hal terpenting pada suatu pabrik. Kebutuhan air pabrik meliputi air pendingin proses, air umpan boiler, air konsumsi umum dan sanitasi serta air pemadam apabila terjadi kecelakaan. Pada daerah Lampung ketersediaan air sangat berlimpah dan pada pabrik ini menggunakan sumber air dari sungai Way Seputih.

2. Penyediaan bahan baku

Bahan baku merupakan faktor utama dalam kelangsungan operasi suatu pabrik. Bahan baku dari pabrik bioetanol dari limbah nanas adalah limbah buah nanas. Limbah buah nanas didapatkan dari limbah pabrik pengalengan nanas PT. Great Giant Pineapple dengan kapasitas produksi sebesar 500.000 ton/tahun, dimana limbah yang dihasilkan adalah sebanyak 50% dari berat bahan baku. Oleh karena itu, Lampung merupakan lokasi yang tepat untuk didirikan pabrik bioetanol dari limbah nanas karena lokasi ini dekat dengan bahan baku sehingga dapat mengurangi biaya transportasi.



3. Transportasi

Transportasi bahan baku maupun prosuk hasil produksi cukup mudah. Di sekitar Pekalongan telah memiliki sarana transportasi yang memadai, baik itu jalur darat maupun jalur laut dengan adanya pelabuhan dikawasan tersebut.

4. Tenaga Kerja

Lampung yang memiliki banyak lembaga pendidikan formal maupun nonformal sehingga memiliki potensi tenaga ahli baik dari segi kualitas maupun kuantitas. Dengan didirikannya pabrik ini akan mengurangi tingkat pengangguran baik dari penduduk sekitar ataupun penduduk urban.



Gambar I.3 Peta lokasi pabrik bioetanol dari limbah nanas

I.2 Dasar Teori

1.2.1 Bioetanol

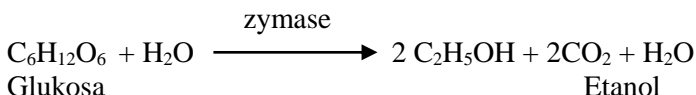
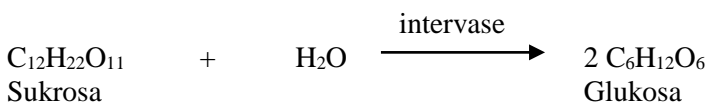
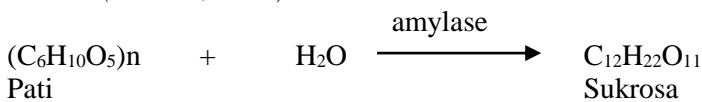
Bioetanol (C_2H_5OH) adalah etanol yang berasal dari makhluk hidup, dalam hal ini adalah bahan nabati. Bioetanol diproduksi dengan teknologi biokimia, melalui proses fermentasi. Bioetanol dapat dibuat dengan dua cara yaitu sintetik kimia dari bahan petroleum atau gas alam dan dengan cara fermentasi. Etanol yang dihasilkan dengan cara fermentasi disebut juga dengan bioetanol sedangkan etanol sintesis disebut metil alkohol terbuat dari etilen. Bioetanol dapat digunakan dalam industri kimia (bahan pelarut organik, bahan pembuat minuman keras), bidang kedokteran



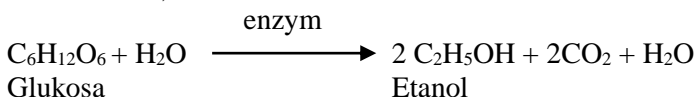
(bahan antiseptik, bahan pelarut dan reagen dalam laboratorium), dan sebagai bahan bakar alternative (*Pariente, 2007*).

Bahan nabati yang bisa digunakan sebagai bahan baku pembuatan bioetanol adalah :

1. Bahan–bahan berpati, misalnya dari biji-bijian atau dari umbi- umbian. Bahan baku ini terlebih dahulu dihidrolisis menjadi gula/sukrosa dengan bantuan enzim. Reaksi hidrolisis menjadi gula / sukrosa (*Othmer, 1978*) :



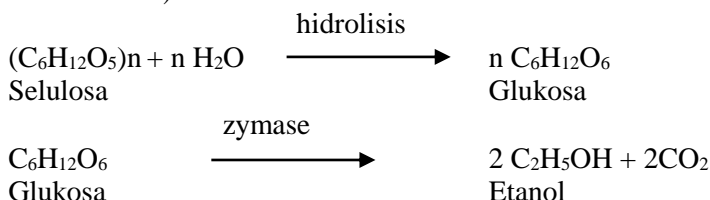
2. Bahan–bahan yang mengandung gula, misalnya nira, legen, tetes, dan sebagainya. Penggunaan paling besar dari gula untuk fermentasi adalah dari molasesnya yang mengandung kira – kira 35 – 48 % berat sukrosa, 15 – 20 % berat gula invers seperti glukosa dan fruktosa, dan 28 – 48 % berat padatan non gula, difermentasi pada suhu 20–32° C selama ± 1 – 3 hari. Reaksi fermentasi dari gula (*Faith, 1961*):



Yield yang dihasilkan dari proses fermentasi ini ± 90 %.



3. Bahan-bahan berselulosa, misalnya dari limbah tandan kosong kelapa sawit, batang jagung, ampas tebu, dan limbah pertanian. Bahan-bahan berserat harus dikonversikan menjadi gula terlebih dahulu, umumnya dengan menggunakan asam mineral. Reaksi perubahan selulosa menjadi etanol (*Othmer, 1978*):



1.2.2 Limbah Nanas

Nanas merupakan tanaman buah berupa semak yang memiliki nama ilmiah *Ananas comosus*. Dalam bahasa Inggris disebut *pineapple* dan orang-orang Spanyol menyebutnya *pina*. Menurut Pusdatin (2014), Provinsi Lampung merupakan sentra produksi nanas terbesar di Indonesia. Produksi nanas di Provinsi Lampung pada tahun 2013 mencapai 722.620 ton (*Badan Pusat Statistik, 2014*).

Kabupaten dengan produksi nanas terbesar ialah Kab. Lampung Tengah dengan produksi 50.420 ton atau 99,78% dari total produksi nanas Provinsi Lampung. Tingginya produksi nanas di Lampung Tengah sejalan adanya agroindustri pengolahan nanas terbesar di dunia yang mampu memproduksi nanas kaleng hingga 200.000 ton per tahun (*Gatra News, 2015*).

Semakin tinggi produksi nanas kaleng maka semakin tinggi pula produksi limbahnya. Salah satu limbah dari pabrik penghasil nanas kaleng ialah ampas jus nanas. Ampas jus nanas merupakan hasil ekstraksi (jus) dari limbah padat pabrik pengalengan nanas yang berupa kulit dan bonggol nanas. Pada pabrik pengalengan nanas hanya daging buah yang dimanfaatkan dari keseluruhan buah nanas. Buah nanas secara keseluruhan terdiri dari batang, kulit, daging buah dan bonggol nanas. Menurut Wijana (1991)



limbah nanas mengandung 53,1% air, 17,53% karbohidrat, 13,65% gula tereduksi, 1,3% protein dan 14,42% serat kasar.



Gambar I.4 Limbah Nanas

I.3 Kegunaan

Etanol termasuk ke dalam alkohol rantai tunggal, dengan rumus kimia C_2H_5OH dan rumus empiris C_2H_6O . Etanol sering disingkat menjadi EtOH, dengan “Et” merupakan singkatan dari gugus etil (C_2H_5).

Etanol banyak digunakan sebagai pelarut berbagai bahan – bahan kimia yang ditujukan untuk konsumsi dan kegunaan manusia. Contohnya adalah pada parfum, perasa, pewarna makanan, dan obat – obatan. Dalam kimia, etanol adalah pelarut yang penting sekaligus sebagai bahan untuk sintesis senyawa kimia lainnya. Dalam sejarahnya etanol telah lama digunakan sebagai bahan bakar.

Selain berfungsi sebagai bahan bakar hayati untuk transportasi, etanol juga merupakan bentuk kimia C_2 yang turunannya dapat diproduksi untuk berbagai kepentingan, seperti diuraikan diatas. Khususnya, etana yang biasa berasal dari petrokimia, di dunia etana diproduksi kurang lebih 107 juta ton/tahun namun etanol bisa dikonversi menjadi etana. Jadi etana merupakan salah satu produk bioetanol yang bisa diolah menghasilkan kimia penting sebagai : 1,2 dicholoetana (produksi



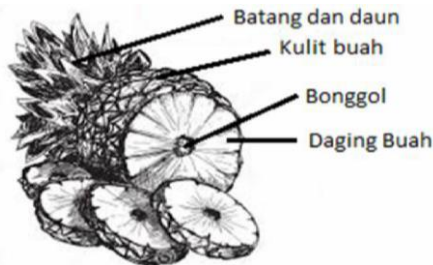
di dunia kurang lebih 20 juta ton/tahun), vinyl klorida, butadin dan sebagainya. Etanol termasuk unsur kimia yang sangat penting berasal dari senyawa karbohidrat. Jadi etanol merupakan senyawa yang tidak terdapat secara bebas dalam. Zat ini adalah golongan alkohol biasa atau alkohol primer yang diproduksi dari glukosa dengan jalan peragian.

(Rompas, 2015)

I.4 Sifat Fisika dan Kimia

I.4.1 Bahan Baku Utama

I.4.1.1 Limbah Nanas



Gambar I.4 Bagian-bagian Nanas (*Ananas cosmosus L. Merr*)

Nama	: Nanas (<i>Ananas cosmosus L. Merr</i>)
Kingdom	: <i>Plantae</i>
Divisio	: <i>Spermatophyta</i>
Kelas	: <i>Angiospermae</i>
Ordo	: <i>Farinosae (Bromeliales)</i>
Famili	: <i>Bromeliaceae</i>
Genus	: <i>Ananas</i>
Spesies	: <i>Ananas cosmosus (L) Merr</i>

Tabel I.6 Persentase Bagian-Bagian Nanas

Komponen	Jumlah (%)
Daging	33
Kulit	41
Mata	6
Bonggol/Hati	20

FAO, 2005



Tabel I.7 Komposisi Kimia Pabrik Limbah Makanan Kaleng Nanas

Komponen	Jumlah (%)
Air	53,1
Karbohidrat	17,53
Gula Pereduksi	13,65
Serat Kasar	14,42
Protein	1,3

Wijana, 1991

I.4.2 Bahan Baku Pendukung

I.4.2.1 *Saccharomyces cerevisiae*

Menurut Zely (2014), Ragi/khamir merupakan mikroba bersel tunggal yang berukuran 5 - 20 mikron. Khamir sejati tergolong eukariot yang secara morfologi hanya membentuk blastospora berbentuk bulat lonjong, silindris, oval atau bulattelur yang dipengaruhi oleh strainnya. Khamir mempunyai keadaan lingkungan tempat hidup yang spesifik. Kisaran suhu optimal untuk kebanyakan khamir sama dengan kapang, yaitu pada 25 - 30°C. Khamir lebih menyukai tumbuh pada keadaan asam, yaitu pada pH 4 - 5, dan tidak dapat tumbuh dengan baik pada medium alkali, kecuali jika telah beradaptasi

Klasifikasi *Saccharomyces cerevisiae*

Kerajaan	: <i>Fungi</i>
Filum	: <i>Ascomycotina</i>
Kelas	: <i>Saccharomycetes</i>
Ordo	: <i>Saccharomycetales</i>
Famili	: <i>Saccharomycetaceae</i>
Genus	: <i>Saccharomyces</i>

I.4.2.2 Enzim α -amilase

Enzim ini bisa ditemukan di hewan, tumbuhan dan mikroba. α -amilase bisa disebut juga *endo-amylase* dan *liquifying* atau *dextrinizing amylase*. Produk utama yang dibentuk adalah oligosakarida bersama maltosa. Sebagai catatan, enzim ini juga bisa meyerang pati dalam bentuk butiran. Menurut asal usulnya pH optimal yang bisa digunakan sebagai aktivitas enzim ini adalah



antara 4,7 dan 5,9 dan suhu optimal yang dapat digunakan adalah 50 °C dan 55°C (Alais, 1987).

I.4.2.3 Enzim Glukoamilase

Enzim ini juga bisa disebut dengan amyloglukosidase. Enzim ini diperoleh dari ekstraksi dari jamur dengan genus *Rhizopus* dan *Aspergillus*. Suhu optimum yang digunakan adalah 60°C dan pH optimumnya adalah 4-5 (Alais, 1987).

I.4.2.4 Urea ($\text{CO}(\text{NH}_2)_2$)

Untuk memenuhi unsur - unsur yang diperlukan nutrient yeast diperoleh dari urea ($\text{CO}(\text{NH}_2)_2$). Sifat - sifat dari urea adalah sebagai berikut :

Sifat fisika Urea

- Berbentuk kristal putih
- Tidak berbau
- Tidak mudah terbakar
- Specific gravity 1,335
- Melting point 132,7°C
- Larut dalam air, alkohol dan benzena
- Terurai sebelum titik didih
- Sedikit larut dalam eter
- Tidak larut dalam klorofom

I.4.2.5 Amonium Fosfat

Sebagai bahan baku pembantu pada proses produksi etanol, mempunyai sifat fisika sebagai berikut :

- Specific gravity 1,619
- Bentuk kristal putih
- Bersifat alkali pada saat bereaksi
- Larut dalam air, tidak larut dalam alkohol
- Tidak mudah terbakar

Kegunaan :

- Sebagai larutan nutrisi
- Memurnikan gula
- Pembiakan yeast

**I.4.2.6 Antifoam (Turkey Red Oil)****Sifat Fisika dan Kimia:**

- Warna kuning kecoklatan.
- Merupakan cairan yang viscous
- Titik didih 150°C
- Titik lebur 0°C.
- Larut dalam air, membentuk larutan encer.
- Specific gravity 1,015 (20°C) untuk 50% dan 1,03 (20°C) untuk 70%.

(Anonim, 2012)

Kegunaan:

- Untuk pupuk organik.
- Sebagai surfaktan dan wetting agent pada industri tekstil.
- Sebagai defoaming pada industri kertas.
- Sebagai emulsifier pada industri kosmetik.
- Sebagai pelumas pada industri cat.

I.4.2.7 Susu Kapur ($\text{Ca}(\text{OH})_2$)**Sifat Fisika dan Kimia:**

Digunakan sebagai stabilitas enzim. Bahan yang ditambahkan = 4000 ppm.

Sifat Fisika :

- Merupakan basa kuat (range pH = 10 – 11)
- BM = 74,1
- Berbentuk padatan kristal
- Tidak berbau
- Tidak mudah terbakar
- Specific Gravity = 2,24 at 20°C
- Titik didih = 2850°C
- Titik lebur = 580°C
- Densitas (ρ) pada 100°C = 2.24 g/cm³
- Kelarutan (pada 100°C) = 0,077

Kegunaan :

- Sebuah flocculant, dalam air dan pengolahan limbah dan perbaikan tanah asam
- Bahan dalam air kapur, semen, dan gips



I.4.3 Produk

I.4.3.1 Produk Utama

I.4.3.1.1 Bioetanol (C_2H_5OH)

Bioetanol (C_2H_5OH) adalah cairan biokimia pada proses fermentasi gula dari sumber karbohidrat yang menggunakan bantuan mikroorganisme. Dalam perkembangannya, produksi alkohol yang paling banyak digunakan adalah metode fermentasi dan destilasi. Bahan baku yang dapat digunakan pada pembuatan etanol adalah nira bergula (sukrosa): nira tebu, nira nipah, nira sorgum manis, nira kelapa, nira aren, nira siwalan, sari buah mete; bahan berpati: tepung-tepung sorgum biji, sagu, singkong, ubi jalar, ganyong, garut, umbi dahlia; bahan berselulosa (lignoselulosa): kayu, jerami, batang pisang, bagas dan lain- lain.

Bioetanol merupakan etanol yang dihasilkan dari fermentasi glukosa (gula) yang dilanjutkan dengan proses destilasi. Proses destilasi dapat menghasilkan etanol dengan kadar 95% volume, untuk digunakan sebagai bahan bakar (biofuel) perlu lebih dimurnikan lagi hingga mencapai 99% yang lazim disebut *Fuel Grade Ethanol* (FGE). Proses pemurnian dengan prinsip dehidrasi umumnya dilakukan dengan metode *Molecular Sieve*, untuk memisahkan air dari senyawa etanol.

Etanol dikategorikan dalam dua kelompok utama, yaitu:

1. Etanol 95 - 96%, disebut dengan “etanol berhidrat”, yang dibagai dalam:
 - a. Technical/raw spirit grade, digunakan untuk bahan bakar spiritus, minuman, desinfektan, dan pelarut.
 - b. Industrial grade, digunakan untuk bahan baku industri dan pelarut.
 - c. Potable grade, untuk minuman berkualitas tinggi.
2. Etanol > 99,5%, digunakan untuk bahan bakar. Jika dimurnikan lebih lanjut dapat digunakan untuk keperluan farmasi dan pelarut di laboratorium analisis. Etanol ini disebut dengan *Fuel Grade Ethanol* (FGE) atau *anhydrous ethanol* (etanol anhidrat) atau etanol kering, yakni etanol yang bebas air atau hanya



mengandung air minimal.

Tabel I.8 Sifat Fisik Etanol

Parameter	Keterangan
Rumus Kimia	C_2H_5OH
Berat Molekul	46
Densitas (gr/mL)	0,7851
Titik Didih ($^{\circ}C$)	78,4
Titik Nyala ($^{\circ}C$)	13
Titik Beku ($^{\circ}C$)	-112,4
Indeks Bias	1,3633
Panas Evaporasi (cal/gr)	204
Viskositas pada 20° (poise)	0,0122

Sumber : Badan Standarisasi Nasional

Tabel I.9 Perbandingan sifat termal, kimia dan fisika dari bioetanol dan premium

No	Keterangan	Unit	Bioetanol	Premium
1	Sifat Thermal			
	a. Nilai kalor		5023,3	8308
	b. Panas penguapan pada $20^{\circ}C$	(kkal /liter)	6,4	1,8
	c. Tekanan uap pada $38^{\circ}C$	(kkal /liter)	0,2	0,8
	d. Angka oktan motor	(Bar)	94	82
	e. Angka oktan riset		111	91
	f. Index Cetan	(MON) (RON)	3	10
	g. Suhu pembakaran sendiri		363	221-260



	h. Perbandingan nilai bakar terhadap premium	(°C)	0,6	1
2	Sifat Kimia a. Analisis berat : C H O C/H b. Keperluan udara (kg udara/kg bahan bakar)		52,1 13,1 34,7 4 9	87 13 0 6,7 14,8
3	Sifat Fisika 1. Berat jenis 2. Titik didih 3. Kelarutan dalam air	(g/c m) (°C)	0,8 78 Ya	0,7 32-185 Tidak

**Tabel I.10** Spesifikasi Bioetanol menurut SNI (Standart Nasional Indonesia)

No	Sifat	Unit, min/max	Spesifikasi
1	Kadar etanol	%-v,min	99,5 (sebelum denaturasi) 94,0 (setelah denaturasi)
2	Kadar methanol	Mg/L, max	300
3	Kadar air	%-v,max	1
4	Kadar denaturan	%-v,min %-v,max	2 5
5	Kadar tembaga (Cu)	Mg/L, max	0,1
6	Keasaman sebagai CH ₃ COOH	Mg/L, max	30
7	Tampakan		Jernih dan terang, tidak ada endapan dan kotoran
8	Kadar ion klorida	Mg/L, max	40
9	Kandungan belerang	Mg/L, max	50
10	Kadar getah (gum), dicuci	Mg/100mL, max	5,0
11	pH		6,5-9,0



I.4.3.2 Produk Samping

I.4.3.2.1 Karbondioksida (CO₂)

Sifat Fisika :

- Rasa asam
- Temperatur kritis 31,1°C
- Tekanan kritis 734 kPa
- Zat tak berwarna dan tak berbau
- Sedikit larut dalam air
- Viskositas 0,07cp pada -78°C
- Keasaman (pKa) : 6,35 & 10,33
- Kelarutan dalam air : 1,45 g/L

Sifat Kimia :

- Berat Molekul : 44,01 gr/mol
 - Momen dipole : nol
 - Bentuk molekul : linear
 - Kereaktifan : tidak reaktif/inflammable
- Menurut (Kirk dan Othmer, 1945) sifat kimia dari CO₂

adalah sebagai berikut:

- CO₂ merupakan oksidator akhir dari produk karbon
- CO₂ dapat bereaksi dengan H₂
- $\text{CO}_2 + \text{H}_2 \rightarrow \text{CO} + \text{H}_2\text{O}$
- CO₂ dapat bereaksi dengan amoniak menghasilkan ammonium karbamat.
- $\text{CO}_2 + 2 \text{NH}_3 \longrightarrow \text{NH}_2\text{COONH}_4$

BAB II

MACAM DAN URAIAN PROSES

II.1 Macam Proses

Pembuatan bioetanol secara komersial menurut (Ullmann, 2003) dapat dilakukan dengan dua cara, yaitu :

1. Sintesis dari etilen
 - a. Proses *Indirect Hydration (Esterification Hydrolysis)*
 - b. Proses *Direct Hydration Ethylene (Catalytic Hydration)*
2. Fermentasi gula, pati atau selulosa

Pembuatan etanol secara sintesis dari etilen

Pada proses pembuatan etanol secara sintesis, terjadi reaksi antara senyawa-senyawa kimia saja, sehingga terbentuk etanol. Ada dua proses untuk sintesis etil alkohol dari etilen, yaitu "*Indirect Hydration Ethylen*" (hidrasi etilen secara tidak langsung) dan "*Direct Hydration Ethylen*" (hidrasi etilen secara langsung).

II.1.1 Proses *Indirect Hydration (Esterification Hydrolysis)*

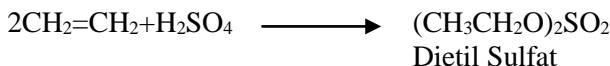
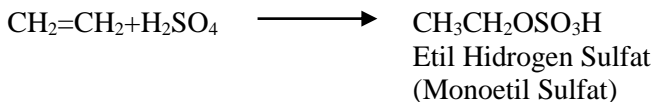
Proses ini telah dilakukan untuk pertama kali oleh "*Union Carbide Corporation*" pada tahun 1930. Proses ini dikenal sebagai proses asam sulfat pekat, proses etilen, proses etil sulfat atau proses hidrolisis sulfonasi. Proses pembuatan etanol dari etilen dengan menggunakan asam sulfat ini meliputi tiga tahapan, yaitu :

1. Tahap absorpsi etilen oleh asam sulfat membentuk mono- dan dietilen sulfat.

Menurut Othmer (1983), bahan masukan hidrokarbon (metana dan etana) ini mengandung 35-95% etilen. Proses absorpsi etilen dengan asam sulfat 95-98% ini terjadi secara "*counter current*" dalam reaktor kolom pada kondisi operasi 180-200 psig (1,3 – 1,5 Mpa). Reaksi yang terjadi bersifat eksotermis. Proses absorpsi ini akan berlangsung baik jika kontak gas etilen dan asam sulfat dilakukan dengan lebih efisien melalui tower absorpsi yang sesuai.



Adapun reaksi yang terjadi adalah :



2. Tahap hidrolisa etil sulfat menjadi etanol

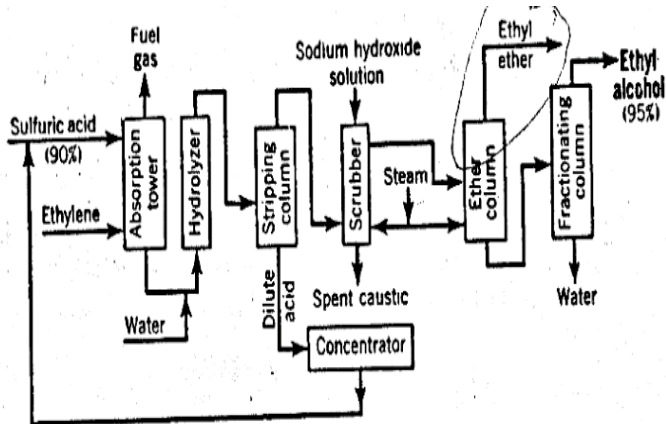
Hasil absorpsi yang mengandung campuran etil sulfat ini akan dihidrolisa dengan air, sehingga menghasilkan larutan asam sulfat 50 – 60%. Campuran hidrolisa ini kemudian dipisahkan dalam “*stripping column*” dimana asam sulfat encer sebagai “*bottom product*” dan campuran air-eter-gas alkohol berada pada bagian atasnya. Campuran yang berada di atas ini kemudian dicuci dengan menggunakan air atau natrium hidroksida untuk kemudian dimurnikan dalam kolom distilasi. Dietil eter merupakan produk samping dari reaksi etanol dengan dietil sulfat.

3. Tahap pemekatan kembali asam sulfat (50 – 60%)

Reboiler asam dengan sistem evaporasi vakum dua tingkat akan meningkatkan konsentrasi asam sekitar 90%. Menurut (*Othmer, 1983*) tingkat keasaman akan mencapai 96-98% dengan penambahan oleum (uap asam sulfat) 103%.



Berikut ini adalah gambar aliran proses pembuatan etanol dari etilena dengan proses *Indirect Hydration* :



Gambar II.1 Proses Pembuatan Etanol dari Etilena dengan Proses *Indirect Hydration*

II.1.2 Proses *Direct Hydration Ethylene (Catalytic Hydration)*

Proses hidrasi etilen secara langsung ini merupakan suatu proses yang sudah tidak menggunakan asam sulfat lagi. Proses ini dimulai sebelum tahun 1947 di negara Amerika Serikat dan juga secara komersial dilakukan di Inggris pada tahun 1951.

Menurut Othmer (1983), ada dua proses utama untuk *Direct Hydration Ethylene* menjadi etanol, yaitu :

1. Proses fase uap dengan mengontakkan katalis padatan atau liquida dengan reaktan gas. Secara umum, etanol diproduksi dengan proses fase uap.
2. Proses fase campuran dengan mengontakkan katalis padatan atau liquida dengan reaktan liquida dan reaktan gas. Proses ini digunakan untuk hidrasi propilena menjadi iso propanol.

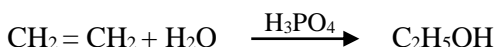
Proses ini menggunakan katalis H_3PO_4 yang bereaksi pada suhu $300^\circ C$ dan tekanan 6,8 Mpa, sehingga diperoleh "yield" 92%. Etilen dan air dicampur dengan menggunakan aliran "recycle".



Rasio etilen : air sebesar 1 : 0,6 (rasio mol). Campuran tersebut dipanaskan dalam *furnace* dengan suhu 300°C, dan gas etilen bereaksi juga dengan katalisnya (*Faith, 1975*).

Campuran yang sudah dipanaskan tersebut dimasukkan ke dalam reaktor katalitik "*fixed bed*". Uap yang meninggalkan reaktor sedikit lebih panas dari *feed* etilen yang diumpankan. Hal ini disebabkan karena reaksi berlangsung secara eksotermis (*Othmer, 1983*).

Reagen yang tidak dapat bereaksi akan dipisahkan dan diresirkulasi. Produk samping yang berupa asetaldehid akan dihidrogenasi dengan katalis untuk menghasilkan etanol. Reaksi yang berlangsung menurut Austin (1984) adalah :



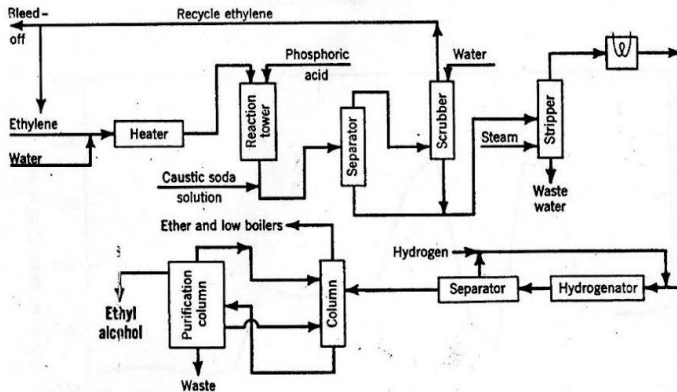
Berlangsung pada tekanan 1000 psig dan temperatur 300°C dengan reaksi sebagai berikut :



Reaksi berlangsung secara eksotermis, sehingga uap yang meninggalkan reaktor sedikit lebih panas dari panas *feed* etilen yang dimasukkan. Produk yang keluar dari reaktor kemudian didinginkan melalui "*heat exchanger*" dengan umpan masukan ke dalam reaktor dan dipisahkan ke dalam aliran cairan dan uap. Aliran cairan akan dilewatkan menuju ke "*system refining*" etanol, sedangkan aliran uapnya akan diumpankan ke dalam "*water scrubber*" untuk menghilangkan etanol yang masih terikut (*Othmer, 1983*).



Berikut ini adalah gambar aliran proses pembuatan etanol dari etilena dengan proses *Direct Hydration* :



Gambar II.2 Proses Pembuatan Etanol dari Etilena dengan Proses *Direct Hydration*

II.1.3 Pembuatan etanol secara Hidrolisa dan Fermentasi

Etanol merupakan produk peragian gula yang paling tersebar luas. Produsen utama alkohol ialah ragi terutama dari stam *Saccharomyces Cerevisiae*. Ragi – ragi seperti juga kebanyakan fungi merupakan organisme bernafas anaerob, dalam lingkungan terisolasi dari udara, organisme ini meragikan karbohidrat menjadi etanol dan karbondioksida.

Pada proses fermentasi, bahan baku untuk pembuatan etanol dapat berupa jenis karbohidrat, jenis pati-patian (*starch*), bahan berserat, dan juga bahan-bahan yang mengandung gula.

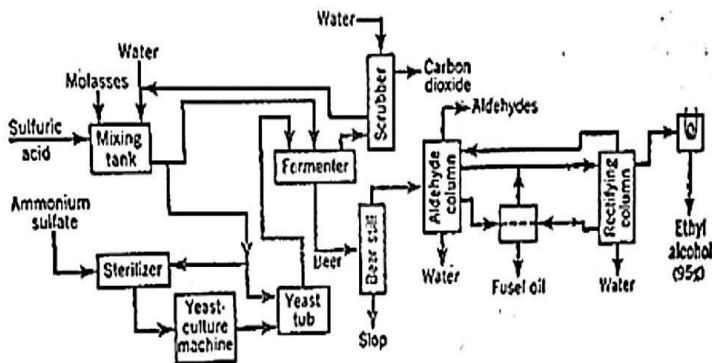
- **Pembuatan etanol dari “blackstrap molasses”**

Tetes Tebu (molases) adalah hasil samping proses pembuatan gula tebu (*Saccharum officinarum*). Tetes tebu berwujud cairan kental yang diperoleh dari tahap pemisahan kristal gula. Tetes tebu tidak dapat dibentuk gula dengan kadar tinggi (50-60 %), asam amino, dan mineral. Tingginya kandungan gula dalam tetes berpotensi untuk dimanfaatkan sebagai bahan baku bioetanol.



Pembuatan bioetanol dari molases dengan cara bahan baku difermentasikan menjadi etanol dengan bantuan "*Saccharomyces Cerevisiae*" pada suhu 30 – 40°C dan pH 4,5 – 5

5. Untuk mencapai pH 4,5 – 5 ditambahkan asam sulfat. Kemudian dilakukan pemurnian pada kolom distilasi. Hasil pemurnian yang telah diperoleh dimurnikan kembali dalam kolom distilasi berikutnya sesuai dengan tingkat kualitas alkohol yang diinginkan (Faith, 1975).



Gambar II.3 Proses Pembuatan Etanol dari *Blackstrap Molasses*

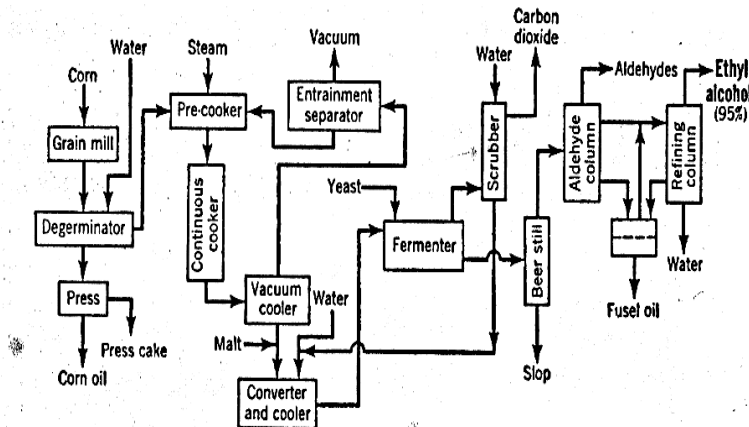
▪ Pembuatan etanol dari pati

Pati terlebih dahulu dimasukkan ke dalam tangki likuifikasi dengan kondisi suhu operasi 105°C dan kemudian ke dalam tangki likuifikasi ditambahkan enzim α amylase sebagai biokatalisator. Penambahan enzim α amylase ini digunakan untuk menghasilkan sirup glukosa. Pati yang sudah terlikuifikasi ini akan didinginkan sampai mencapai suhu 60°C dan pH dijaga 5 - 6,5. Selanjutnya pati yang telah tergelatinisasi dalam bentuk maltosa dihidrolisa dalam tangki sakarifikasi dengan bantuan enzim glukoamilase. Enzim glukoamilase ini berfungsi untuk menghasilkan glukosa. Setelah dihidrolisa kemudian difermentasikan menjadi etanol dengan bantuan "*Saccharomyces Cerevisiae*" pada suhu 30-40°C dan pH 4,5 – 5. Untuk mencapai pH 4,5 – 5 ditambahkan asam



sulfat. Kemudian dilakukan pemurnian pada kolom distilasi. Hasil pemurnian yang telah diperoleh dimurnikan kembali dalam kolom distilasi berikutnya sesuai tingkat kualitas alkohol yang diinginkan.

Gambar II.4 Proses Pembuatan Etanol dari Pati



▪ Pembuatan etanol dari bahan selulosa

Ada 3 tipe pembuatan etanol dari selulosa, yaitu:

1. Hidrolisa asam

Pada proses hidrolisa asam dengan menggunakan asam pekat, digunakan temperatur yang relatif rendah. Salah satu proses asam pekat dilakukan oleh *Tennessee Valley Authority* (TVA).

Pada proses asam pekat TVA, bahan yang mengandung selulosa dicampur dengan asam sulfat encer (10%) dan dipanaskan sampai 100°C selama 2-6 jam dalam reaktor hidrolisa yang pertama. Temperatur dan tekanan yang rendah meminimalkan degradasi gula. Untuk mendapatkan kembali gula, material yang dihidrolisa pada reaktor pertama direndam dalam air dan dikeringkan beberapa kali.

Sisa solid dari *stage* pertama kemudian dikurangi airnya dan direndam dalam 30-40% asam sulfat selama 1-4 jam sebagai langkah hidrolisa pre-selulosa. Material ini kemudian dikurangi



airnya dan dikeringkan dan didapatkan konsentrasi asam dalam material meningkat sampai 70%. Setelah bereaksi dalam bejana yang lain selama 1-4 jam pada 100°C, isi reaktor disaring untuk memisahkan *solid* dan mendapatkan kembali gula dan asam.

2. Hidrolisa enzimatis

Salah satu contoh dari proses yang berdasarkan hidrolisa enzimatis adalah yang dikembangkan oleh *National Renewable Energy Laboratory* (NREL). Setelah perlakuan awal dengan asam encer, *slurry* didetoksifikasi untuk memisahkan material yang beracun bagi mikroorganisme yang digunakan dalam proses. Sebagian kecil dari *slurry* ini dikirim ke bejana terpisah untuk menumbuhkan mikroorganisme yang menghasilkan enzim selulose untuk proses. *Slurry* yang lain dikirim ke bejana yang lain untuk menumbuhkan kultur *yeast* untuk fermentasi. Dalam proses NREL, baik enzim maupun mikroorganisme fermentasi ditambahkan pada waktu yang sama ke *slurry* dan konversi gula dan fermentasi terjadi secara simultan (*Simultaneous Saccharification and Fermentation*).

3. Proses termokimia

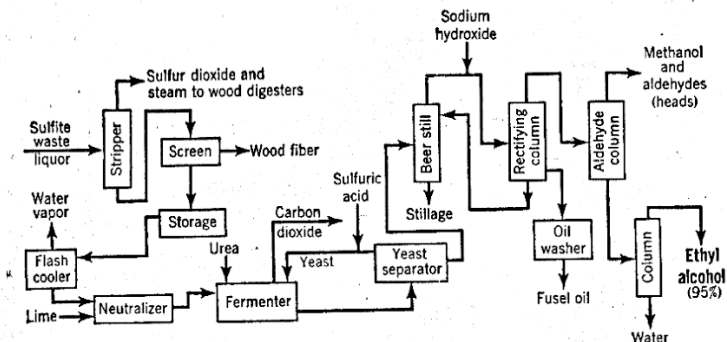
Salah satu contoh adalah proses yang dikembangkan oleh *Bioengineering Resources in Fayetteville*, Arkansas. Material biomassa mula-mula digasifikasi secara termokimia dan gas sintesis dilewatkan *fermenter*. Mikroorganisme yang mampu mengubah gas sintesis dimasukkan ke dalam fermenter pada kondisi proses tertentu dan menyebabkan fermentasi menjadi etanol. Contoh yang lain tidak menggu nakan mikroorganisme. Pada proses ini, material biomassa mula-mula digasifikasi secara termokimia dan gas sintesis dilewatkan pada reaktor yang mengandung katalis, yang menyebabkan gas terkonversi menjadi etanol.

Pembuatan etanol dari bahan selulosa memerlukan *pretreatment* (pengolahan awal) sebelum masuk ke proses fermentasi. Perlakuan *pretreatment* pada bahan dimaksudkan untuk menghidrolisa selulosa menjadi gula sederhana. Bahan baku



yang mengandung serat terlebih dahulu melalui pre hidrolisis untuk menghidrolisis hemiselulosa menjadi senyawa gula sederhana, pre hidrolisis diperlukan karena hemiselulosa lebih cepat terhidrolisis daripada selulosa. Pre hidrolisis ini dilakukan dengan menggunakan asam encer 4,4 % pada suhu 100°C. Setelah pre hidrolisis produknya di-*filter* untuk memisahkan liquid dengan padatan lignoselulosa. Filtrat yang mengandung asam dilewatkan elektrodialisis untuk me-*recovery* asam sulfat. Padatan lignoselulosa selanjutnya dikurangi kadar airnya menggunakan *rotary dryer*. Setelah kering lignoselulosa dihidrolisis menggunakan asam sulfat pekat 85% untuk menghasilkan glukosa, lignin yang berupa padatan dipisahkan dari glukosa menggunakan filter. Larutan glukosa yang mangandung asam dielektrodialisis untuk me-*recovery* asam sulfat. Glukosa selanjutnya dapat difermentasi yang akan menghasilkan etanol sebesar 5-10% untuk meninggikan kadar etanol dilakukan distilasi untuk menghasilkan etanol 95% (Ullmann, 2003).

Pembuatan etanol dari selulose diberikan dalam **Gambar 2.5** di bawah ini:



Gambar II.5 Proses Pembuatan Etanol dari Selulosa dengan Proses Fermentasi



II.2 Seleksi Proses

Tabel II.1 Seleksi proses *Indirect Hydration*, *Direct Hydration* dan Fermentasi Pati Menggunakan Hidrolisa Enzim

Parameter	Indirect Hydration	Direct Hydration	Fermentasi Pati Menggunakan Hidrolisa Enzim
1. Aspek Teknis			
a. Proses	Kontinyu	Kontinyu	Batch
b. Konversi	96-98 %	97%	95 %
c. Yield	90 %	92%	95%
2. Kondisi Operasi			
a. Suhu (°C)	300	300	32
b. Tekanan (Mpa)	1,3 – 1,5	6,8	0,20685
c. Waktu Operasi (jam)	-	-	48

Pada proses *Indirect* dan *Direct Hydration* bahan yang digunakan dikhususkan untuk etilena saja. Etilena merupakan produk yang berasal dari berbagai macam bahan yang salah satunya adalah minyak bumi, seperti yang telah diketahui bahwa minyak bumi adalah salah satu sumber yang tidak dapat diperbaharui, dan penggunaan haruslah sehemat mungkin untuk kelangsungan hidup di masa mendatang.

Oleh karena itu, untuk memenuhi kebutuhan etanol di pasaran, digunakan bahan baku dimana bahan tersebut melimpah keberadaannya dan dapat diperbaharui. Pada era persaingan perdagangan yang semakin meningkat, ada baiknya jika produk berasal dari limbah karena dapat meningkatkan pendapatan dan efisiensi bahan serta mengurangi pencemaran lingkungan. Proses fermentasi dilakukan jika bahan yang digunakan merupakan bahan organik sehingga dapat dicerna oleh bakteri.



Dasar penggunaan proses fermentasi adalah karena proses fermentasi merupakan proses yang cukup sederhana jika dibandingkan dengan proses lainnya. Hal ini disebabkan karena proses fermentasi tidak membutuhkan katalis, tidak membutuhkan suhu yang terlalu tinggi, dan terjadi pada kondisi atmosfer.

Proses pembuatan bioetanol yang digunakan adalah proses fermentasi menggunakan hidrolisa enzim dengan bahan baku limbah nanas. Pemilihan bahan baku limbah nanas didasari oleh kandungan karbohidratnya yang cukup besar yaitu 17,53%, tersedianya bahan baku yang melimpah di Indonesia karena limbah nanas sendiri merupakan limbah yang belum banyak dimanfaatkan sehingga belum mempunyai nilai ekonomis yang tinggi.

Proses degradasi pati dilakukan dengan menggunakan hidrolisa enzim, karena dapat mengurangi penggunaan asam sehingga dapat mengurangi efek negatif terhadap lingkungan. Proses hidrolisis pati secara enzimatik juga lebih ekonomis, dapat dilakukan pada suhu rendah dan mudah dalam pengontrolan proses hidrolisisnya, berbeda dengan hidrolisa asam yang memerlukan suhu tinggi agar hidrolisis dapat terjadi dan menghasilkan produk beracun seperti furfural, yang mana akan menghambat kerja produksi hidrogen pada tahap fermentasi.

II.3 Uraian Proses Terpilih

Proses bioetanol absolut dari limbah nanas dengan fermentasi dilakukan dengan tahap:

1. Tahap *Pretreatment*
2. Tahap Hidrolisa
3. Tahap Fermentasi
4. Tahap Pemurnian (Destilasi dan Dehidrasi)

II.3.1 Tahap *Pretreatment*

Limbah nanas yang akan digunakan sebagai bahan baku disimpan dalam gudang. Limbah nanas dibawa dari gudang melewati *Belt Conveyor* dan menuju ke *Rotary Knife Cutter*. Potongan limbah ini dihancurkan sampai halus dengan menggunakan *Crusher*. Limbah nanas yang sudah halus kemudian diencerkan dalam tangki mixing hingga konsentrasi gula 17%.



Selanjutnya *slurry* secara continous mengalir melalui pipa menuju tangki hidrolisa.

II.3.2 Tahap Hidrolisa

Pada proses ini, bubur dipanaskan dalam tangki hidrolisa selama 2 jam sehingga bubur berbentuk gel. Proses gelatinasi ini menggunakan enzim alfa amylase yang bertujuan untuk memecah pati/karbohidrat menjadi dextrin. Bubur pati dipanaskan sampai suhu 95°C selama 120 menit, sebelum memasuki 90°C ditambahkan enzim alfa amylase. Selanjutnya bubur didinginkan sampai suhu sekitar 60°C untuk memasuki tahap sakarifikasi. Pada tahap ini ditambahkan enzim glukoamilase untuk merubah dextrin menjadi glukosa, sehingga dapat difermentasikan menjadi etanol. Proses ini berlangsung selama 2 jam pada suhu 60°C. Selama hidrolisa dilakukan pengadukan dengan kecepatan 200 rpm.

Enzim alfa amylase merupakan enzim yang menghidrolisis secara khas melalui bagian dalam dengan memproduksi oligosakarida dari konfigurasi alfa yang memutus ikatan α -(1,4) glikosidik pada amilosa dan amilopektin. Ikatan α -(1,6) glikosidik tidak dapat diputus oleh α -amilase, tetapi dapat dibuat menjadi cabang – cabang yang lebih pendek.

Amilase yang digunakan adalah yang memiliki aktivitas tinggi, sehingga dosis enzim yang digunakan sekitar 0.5-0.6 kg.ton pati atau 1500 U/kg substrat kering. Enzim α -amilase komersial dibuat oleh Novo Industri A/S dengan nama Lyquozyme yang memiliki ketahanan terhadap suhu sekitar 95-110°C. Stabilitas enzim tergantung pada suhu, konsentrasi Ca^{2+} , kandungan ion dan ekuivalen dekstrosa. Dosis α -amilase yang biasa digunakan antara 0.5 sampai 0.6 kg Lyquozyme 102 L/ton pati kering. Satu kNU (kilo Novo α -amilase Unit) adalah jumlah enzim yang dapat menghidrolisis 5.26 pati (gram standar) per jam suhu 37°C dan pH 5.6.

Sedangkan enzim glukoamilase berasal dari Novo tersedia dalam bentuk cair dengan aktivitas 200, 300, 4000 GU g-1. Satu GU (Glukoamilase Unit) adalah jumlah enzim yang menghidrolisis 1 mol maltose per menit pada suhu 25°C dan kondisi standar.



Pada akhir proses, pati diharapkan telah terhidrolisa menjadi glukosa, sehingga dapat dilanjutkan dengan proses fermentasi. “Slurry” pati yang keluar dari “Cooler” ini akan dimasukkan ke dalam tangki fermentor.

II.3.3 Fermentasi

Dry yeast dimasukkan ke dalam fermentor untuk memfermentasikan glukosa menjadi etanol dan karbondioksida pada suhu 32°C selama 48 jam. Fermentor adalah suatu reactor yang dipersiapkan untuk melakukan reaksi fermentasi dilengkapi dengan pengaduk, pengatur suhu, saluran aerasi dan pengukur pH.

Untuk mencegah terbentuknya buih, ditambahkan antifoam dala fermentor. Pada proses fermentasi ini akan dihasilkan 8-10 % etanol. Kemudian dilakukan pemisahan dengan *Rootary Vacuum Filter*. Filtrat yang dihasilkan dipompa kedalam broth tank.

Factor – factor yang perlu diperhatikan selama fermentasi adalah pemilihan khamir, konsentrasi gula, pH/keasaman, kebutuhan oksigen dan suhu operasi. Suhu yang baik untuk proses fermentasi berkisar 32-35°C. Derajat keasaman (pH) optimum untuk proses fermentasi yaitu 4-5.

Umumnya *yeast* yang digunakan untuk pembuatan etanol adalah genus *Saccharomyces*. Pemilihan sel khamir didasarkan pada jenis karbohidrat yang digunakan sebagai medium untuk produksi etanol. Beberapa criteria pemilihan khamir, yaitu mempunyai laju fermentasi dan pertumbuhan cepat, perolehan yield etanol besar, tahan terhadap tingginya konsentrasi garam, glukosa, etanol, derajat keasaman (pH).

II.3.4 Tahap Pemurnian (Destilasi dan Dehidrasi)

Tahap ini dilakukan secara bertingkat untuk mendapatkan kadar etanol yang diinginkan. Destilasi awal dilakukan dalam *beer still* dan dilanjutkan dalam *rectifying column*.

Proses pemisahan destilasi ini menggunakan konsep perbedaan titik didih. Pada tekanan atmosfer, air mendidih pada suhu 100°C dan etanol mendidih pada suhu 75-78°C. Sehingga perlu dilakukan destilasi bertingkat untuk memisahkan campuran etanol-air.

**A. Beer Still (kolom beer)**

Pada “*beer still*” etanol hasil fermentasi dipisahkan dari zat lainnya berdasarkan volatilitasnya. Etanol, asam asetat, aldehid, air, dan propanol ini dimurnikan lagi dalam “*Rectifying Column*”, sedangkan sisa glukosa, antifoam dan dextrin sebagai fraksi berat akan menjadi “*bottom product*” dan masuk pengolahan limbah. *Beer Still* akan menghasilkan etanol sebesar $\pm 50\%$ v/v.

B. Rectifying Column

Pada *Rectifying column*, *top product* dari *beer still* yang terdiri dari etanol, asam asetat, air, dan $C_3H_8O_3$ ini akan dimurnikan lagi dengan proses pemisahan berdasarkan volatilitasnya. Dari “*Rectifying column*” ini akan dihasilkan etanol dengan tingkat kemurnian $\pm 96\%$.

C. Molecular sieve

Uap etanol yang berasal dari kolom *rectifying* sebagian dikondensasi di kondensor dan dikirim kembali ke kolom sebagai reflux. Sisa uap dilewatkan melalui superheater dan dibawa ke unit *molecular sieve* untuk didehidrasi. Uap lewat melalui bed butiran – butiran *molecular sieve* dan air terkandung dalam uap tersebut diadsorpsi pada material *molecular sieve* tersebut dan etanol anhidrat keluar dari unit *molecular sieve*.

Uap etanol panas dari unit *molecular sieve* dikondensasi di kondensor *molecular sieve*. Etanol anhidrat sebagai produk kemudian didinginkan lebih lanjut dalam unit pendingin produk sampai produk mencapai mendekati suhu kamar (30°C).

Unit *molecular sieve* ada 2 buah dan dioperasikan berurutan (sequentially) dimana salah satu beroperasi (menadsorpsi air dari uap etanol) dan yang satu dilakukan regenerasi. Proses regenerasi dilakukan dengan bantuan pompa vakum, dimana material adsorbed dari *molecular sieve* dilepaskan dan diuapkan bersama sisa uap etanol. Campuran etanol dan air lalu dikondensasi dan didinginkan dalam cooling tower water dalam *molecular sieve regenerant condenser*. Sedangkan uap yang tidak terkondensasi dan liquid yang terikut dari *molecular sieve regenerant condenser* akan masuk *molecular sieve regenerant*



drum dimana keduanya akan dikontakkan dengan liquid pendingin regenerant.

Liquid pendingin mengandung sedikit etanol dan mengandung semua air yang dilepaskan dari *molecular sieve bed*. Kemudian liquid yang mengandung sedikit etanol itu direcycle ke kolom stripping untuk mendapatkan ladi etanol. Air yang meniggalkan kolom stripping sebagai bottom produk dan mengandung hanya sedikit etanol.

Proses dehidrasi digunakan untuk menaikkan kadar etanol dari 96% menjadi 99,5%, dimana kadar etanol 96% masuk dari bawah kemudian melewati zeolit sehingga air tertahan dan etanol yang lolos keatas dan menguap keluar dari *molecular sieve*.

Etanol yang keluar dari Unit *Molecular Sieve* merupakan etanol hidrat (etanol 99,5%) dan keluar pada suhu 100°C. Etanol 99,5 % ini sebelum masuk ke tangki penyimpanan, didinginkan dengan condensor untuk mengubah fase dari etanol uap menjadi etanol liquid dengan suhu yang masih cukup tinggi, sekitar 78°C. Etanol 99,5 % pada suhu 78°C tersebut lalu didinginkan kembali dengan menggunakan cooler sehingga suhunya 30°C kemudian ditampung pada tangki penampung.

Unit *Molecular Sieve* beroperasi selama 8 jam, sehingga setelah 8 jam lebih maka Unit *Molecular Sieve* ini mengalami keadaan jenuh sehingga perlu diregenerasi. Regenerasi dari uni *Molecular Sieve* ini menggunakan udara kering (dry air).

KEUNTUNGAN DEHIDRASI MOLECULAR SIEVE

1. Proses utamanya sangat sederhana sehingga dapat dilakukan secara otomatis sehingga mengurangi tenaga kerja. Selain itu prosesnya inert, tanpa menggunakan tambahan bahan kimia sehingga tidak perlu tenaga kerja tambahan.
 2. *Molecular sieve* didesain sedemikian rupa untuk mendehidrasi secara luas berbagai bahan kimia yang *miscible* dengan air.
 3. *Molecular sieve* tipe dessicant memiliki waktu pemakaian yang lama dengan hamper mencapai 5 tahun.
-



4. Jika digabungkan dengan system destilasi secara langsung maka onsumsi steam dapat diminimalkan karena adanya recovery dan penggunaan kembali energy panas.

BAB III NERACA MASSA

Kapasitas Pabrik	= 120.126,68 kg/hari
Limbah Nanas	= 489.405 ton/tahun
	= 1.483.045,455 kg/hari
Operasi	= 330 hari/tahun
Satuan massa	= kg
Basis waktu	= 1 jam

Untuk kapasitas pabrik 120.126,68 kg/hari, dibutuhkan bahan baku limbah nanas sebanyak 1.483.045,455 kg/hari dengan data komposisi limbah nanas sebagai berikut :

Tabel III.1 Kandungan Limbah Nanas

Komponen	Berat (%)
Air	53,1
Karbohidrat	17,53
Gula tereduksi	13,65
Serat kasar	14,42
Protein	1.3

(wijana, 1991)

III.1 Mixing (F-116)

Tabel III.2 Neraca Massa pada Mixing

Masuk (kg)		Keluar (kg)	
Komponen	Massa(kg)	Komponen	Massa (kg)
Aliran <2>		Aliran <4>	
H ₂ O	787497.1364	H ₂ O	1291732.591
C ₆ H ₁₀ O ₅	259977.8682	C ₆ H ₁₀ O ₅	259977.8682
Gula tereduksi	202435.7045	Gula tereduksi	202435.7045
Serat kasar	213855.1545	Serat kasar	213855.1545
Protein	19279.59091	Protein	19279.59091



Aliran <3>			
H ₂ O	504235.4545		
Total	1987281	Total	1987281

III.2 Hidrolisa (R-210)

Tabel III.3 Neraca Massa pada Hidrolisa

Masuk (kg)		Keluar (kg)	
Komponen	Massa(kg)	Komponen	Massa (kg)
Aliran <4>		Aliran <9>	
H ₂ O	1291732.591	H ₂ O	1272938.358
C ₆ H ₁₀ O ₅	259977.8682	C ₆ H ₁₀ O ₅	45496.12693
Gula tereduksi	202435.7045	Gula tereduksi	202435.7045
Serat kasar	213855.1545	Serat kasar	213855.1545
Protein	19279.59091	Protein	19279.59091
Aliran <5>		Dextrin	13648.83808
α- amilase	259.9778682	Maltosa	42192.24152
Aliran <6>		α- amilase	259.9778682
Glukoamylase	129.9889341	Glukoamylase	129.9889341
Aliran <7>		Antifoam	19.87280909
Antifoam	19.87280909	Glukosa	178734.7844
Aliran <8>		Urea	2599.778682
Urea	2599.778682	Ammonium fospat	519.9557364
Ammonium fospat	519.9557364		
Total	1992110.37	Total	1992110.372

**III.3 Seeding (R-222)****Tabel III.4** Neraca Massa pada Seeding

Masuk (kg)		Keluar (kg)	
Komponen	Massa(kg)	Komponen	Massa (kg)
Aliran <11>		Aliran <15>	
C ₆ H ₁₂ O ₆	123510.8431	Udara	0.458901
H ₂ O	39842.20746	CO ₂	9.289482328
Impuritis	35857.98672	Aliran <16>	
Aliran <12>		Gula	123503.2426
Ammonium sulfat	0.051995574	Impuritis	35857.98672
Aliran <13>		H ₂ O	39846.31552
S. cereviceae	0.80795351	Biomassa	10.66117877
Aliran <14>		S. cereviceae	0.80795351
Udara	7.123006722		
Total	199228.7624	Total	199228.7624

**III.4 Fermentor (R-220)****Tabel III.5** Neraca Massa pada Fermentor

Masuk (kg)		Keluar (kg)	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
Aliran <16>		Aliran <17>	
Gula	123503.2426	CO ₂	140298.892
Impuritis	35857.98672	Aliran <18>	
H ₂ O	39846.31552	Amyl alkohol	50.4468513
Biomassa	10.66117877	Isoamil alkohol	132.957379
S.cereviceae	0.80795351	Butanol	26.5059727
Aliran <10>		Propanol	7.26776672
H ₂ O	1272938.358	Ethanol	142588.595
C ₆ H ₁₀ O ₅	45496.12693	C ₃ H ₈ O ₃	15293.2442
Gula tereduksi	202435.7045	CH ₃ COOH	4533.57041
Serat kasar	213855.1545	Water	1311424.6
Protein	19279.59091	Karbohidrat	45496.1269
Dextrin	13648.83808	Gula tereduksi	202435.70
Maltosa	42192.24152	Serat kasar	213855.15
α-amilase	259.9778682	Protein	19279.5909
Glukoamylase	129.9889341	Dextrin	13648.84
Antifoam	19.87280909	Maltosa	42192.24
Glukosa	178734.7844	α-amilase	259.977868
Urea	2599.778682	Glukoamylase	129.988934
Ammonium phospat	519.9557364	Biomass	10.6611788
		S.cereviceae	0.80795351
		Glukosa	302.238027
		Urea	2599.77868



		Ammonium Phospat	519.955736
		CH ₃ CHO	664.923659
		Antifoam	19.8728091
		Impuritis	35857.9867
Total	2191629.93	Total	2191629.93

**III.5 Rotary Vacuum Filter (H-230)****Tabel III.6** Neraca Massa pada Rotary Vacuum Filter

Masuk (kg)		Keluar (kg)	
Komponen	Massa (kg)	Sludge	Filtrat
aliran <19>		aliran <20>	aliran <21>
Amyl alkohol	50.45	0.50	49.94
Isoamil alkohol	132.96	1.33	131.63
Butanol	26.51	0.27	26.24
Propanol	7.27	0.07	7.20
Ethanol	142588.60	1425.89	141162.71
C ₃ H ₈ O ₃	15293.24	152.93	15140.31
CH ₃ COOH	4533.57	45.34	4488.23
Water	1311424.60	13114.25	1298310.36
Karbohidrat	45496.13	45496.13	
Gula tereduksi	202435.70	202435.70	
Serat kasar	213855.15	213855.15	
Protein	19279.59	19279.59	
Dextrin	13648.84	13648.84	
α -amilase	42192.24	42192.24	
maltosa	259.98	259.98	
Glukoamylase	129.99	129.99	
Biomass	10.66	10.66	
S.cereviceae	0.81	0.81	
Glukosa	302.24	302.24	
Urea	2599.78	2599.78	
Ammonium Phospat	519.96	519.96	
CH ₃ CHO	664.92	6.65	658.27
Antifoam	19.87	19.87	



Impuritis	35857.99	35857.99	
Total	2051331.04	Total	2051331.04

III.6 Broth Tank (F-311)

Tabel III.7 Neraca Massa pada Broth Tank

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)
	Aliran <21>	Aliran <22>
C ₂ H ₅ OH	141162.71	141162.71
Amyl alkohol	49.94	49.94
Isoamil alkohol	131.63	131.63
Butanol	26.24	26.24
Propanol	7.20	7.20
C ₃ H ₈ O ₃	15140.31	15140.31
CH ₃ COOH	4488.23	4488.23
CH ₃ CHO	658.27	658.27
Water	1298310.36	1298310.36
Total	1459974.89	1459974.89



III.7 Distilasi I (D-310)

Tabel III.8 Neraca Massa pada Distilasi 1 (perjam)

Komponen	massa masuk (kg)	komponen	massa keluar (Kg)
feed <23>		Distilasi<25>	
CH ₃ CHO	27.43	CH ₃ CHO	0.00
C ₂ H ₅ OH (LK)	5881.78	C ₂ H ₅ OH (LK)	5234.62
Propanol	0.30	Propanol	0.00
H ₂ O (HK)	54096.26	H ₂ O (HK)	5950.56
Butanol	1.09	Butanol	0.00
CH ₃ COOH	187.01	CH ₃ COOH	0.00
Amyl Alkohol	2.08	Amyl Alkohol	0.00
Isoamyl Alkohol	5.48	Isoamyl Alkohol	0.00
C ₃ H ₈ O ₃	630.85	C ₃ H ₈ O ₃	0.00
		Total	11213.6647
		Bottom<24>	
		CH ₃ CHO	27.43
		C ₂ H ₅ OH (LK)	647.16
		Propanol	0.25
		H ₂ O (HK)	48145.71
		Butanol	1.09
		CH ₃ COOH	186.06
		Amyl Alkohol	2.06
		Isoamyl Alkohol	5.44
		C ₃ H ₈ O ₃	630.85
		Total	49618.62
Total	60832.29	Total	60832.29



Tabel III.9 Neraca Massa pada Distilasi 1 (per hari)

Komponen	Massa masuk (kg)	Komponen	Massa keluar (Kg)
feed <23>		Distilasi<25>	
CH ₃ CHO	658.27	CH ₃ CHO	0.00
C ₂ H ₅ OH (LK)	141162.71	C ₂ H ₅ OH (LK)	125630.79
Propanol	7.20	Propanol	0.00
H ₂ O (HK)	1298310.36	H ₂ O (HK)	142813.36
Butanol	26.24	Butanol	0.00
CH ₃ COOH	4488.23	CH ₃ COOH	0.00
Amyl Alkohol	49.94	Amyl Alkohol	0.00
Isoamyl Alkohol	131.63	Isoamyl Alkohol	0.00
C ₃ H ₈ O ₃	15140.31	C ₃ H ₈ O ₃	0.00
		Total	268444.15
		Bottom<24>	
		CH ₃ CHO	0.03
		C ₂ H ₅ OH (LK)	15531.92
		Propanol	6.07
		H ₂ O (HK)	1155497.00
		Butanol	26.16
		CH ₃ COOH	4465.48
		Amyl Alkohol	49.50
		Isoamyl Alkohol	130.47
		C ₃ H ₈ O ₃	15140.31
		Total	1190846.94
Total	1459291.09	Total	1459291.09



III.8 Distilasi II (D-320)

Tabel III.10 Neraca Massa pada Distilasi II (perjam)

komponen	massa masuk (kg)	komponen	massa keluar (Kg)
feed <25>		Distilasi<27>	
CH ₃ CHO	0	CH ₃ CHO	0.0000
C ₂ H ₅ OH (LK)	5234.616253	C ₂ H ₅ OH (LK)	5182.2337
Propanol	0	Propanol	0.0000
H ₂ O (HK)	5950.556468	H ₂ O (HK)	654.5576
Butanol	0	Butanol	0.0000
CH ₃ COOH	0	CH ₃ COOH	0.0000
Amyl Alkohol	0	Amyl Alkohol	0.0000
Isoamyl Alkohol	0	Isoamyl Alkohol	0.0000
C ₃ H ₈ O ₃	0	C ₃ H ₈ O ₃	0.0000
		Total	5836.7913
		Bottom<26>	
		CH ₃ CHO	0.00
		C ₂ H ₅ OH (LK)	52.38
		Propanol	0.00
		H ₂ O (HK)	5296.00
		Butanol	0.00
		CH ₃ COOH	0.00
		Amyl Alkohol	0.00
		Isoamyl Alkohol	0.00
		C ₃ H ₈ O ₃	0.00
		Total	5348.38
Total	11185	Total	11185



Tabel III.11 Neraca Massa pada Distilasi II (per hari)

Komponen	Massa masuk (kg)	Komponen	Massa keluar (Kg)
feed <25>		Distilasi<27>	
CH ₃ CHO	0	CH ₃ CHO	0.00000
C ₂ H ₅ OH (LK)	125630.7901	C ₂ H ₅ OH (LK)	124373.60769
Propanol	0	Propanol	0.00000
H ₂ O (HK)	142813.3552	H ₂ O (HK)	15709.38285
Butanol	0	Butanol	0.00000
CH ₃ COOH	0	CH ₃ COOH	0.00000
Amyl Alkohol	0	Amyl Alkohol	0.00000
Isoamyl Alkohol	0	Isoamyl Alkohol	0.00000
C ₃ H ₈ O ₃	0	C ₃ H ₈ O ₃	0.00000
		Total	140082.9905
		Bottom<26>	
		CH ₃ CHO	0
		C ₂ H ₅ OH (LK)	1257.182383
		Propanol	0
		H ₂ O (HK)	127103.9724
		Butanol	0
		CH ₃ COOH	0
		Amyl Alkohol	0
		Isoamyl Alkohol	0
		C ₃ H ₈ O ₃	0
		Total	128361.1548
Total	268444	Total	268444



III. 8 Molecular Sieve (D330A)

Tabel III.12Neraca Massa pada Molecular Sieve

komponen	masuk (kg)	Keluar (Kg)	
	Aliran<27>	Aliran <32>	Aliran <28>
C ₂ H ₅ OH	5182.23	5182.23	0
H ₂ O	654.56	25.91116827	628.65
		5208.14	628.65
Total	5836.79	5836.79	

Tabel III.13Neraca Massa pada Molecular Sieve (perhari)

komponen	masuk (kg)	Keluar (Kg)	
	Aliran<27>	Aliran <32>	Aliran <28>
C ₂ H ₅ OH	119505.61	119505.61	0
H ₂ O	15709.38	621.8680384	15087.51
		120127.48	15087.51
Total	135215	135215	

BAB IV

NERACA PANAS

Kapasitas pabrik	: 120.126,68 kg/hari
Bahan baku	: 1.483,945455 ton/tahun 1.483.945,455 kg/hari
Operasi	: 330 hari /tahun, 24 jam /hari
Satuan panas	: kcal
Basis waktu	: 1 jam
Suhu referen	: 298 K

IV.1 Tangki Mixing (F-116)

Tabel B.1.1. Perhitungan Entalpi Bahan Masuk

Aliran	Komp.	Massa	Cp	CpΔT	ΔH
		(Kg/hari)		kcal/kg	kcal
< 2 >	Air	787497	1	5	3937485,7
	Karbohidrat	259978	1,42	7,1	1845842,9
	Gula				
	Pereduksi	202436	0,38	1,894	383413,22
	Serat Kasar	213855	0,32	1,6	342168,25
	Protein	19279,6	1,55	7,75	149416,83
< 3 >	H ₂ O	504235	1	5	2521177,3

Tabel B.1.2. Perhitungan Entalpi Bahan Keluar

Aliran	Komp.	Massa	Cp	CpΔT	ΔH
		(Kg/hari)		kcal/kg	kcal
< 4 >	Air	1291732,591	1	5	6458663
	Karbohidrat	259977,8682	1,42	7,1	1845842,9
	Gula				
	Pereduksi	202435,7045	0,3788	1,894	383413,22
	Serat Kasar	213855,1545	0,32	1,6	342168,25
	protein	19279,59091	1,55	7,75	149416,83



IV.2 Tangki Hidrolisa (R-210)

Tabel B.2.1. Perhitungan Entalpi Bahan Masuk

Aliran	Komponen	Massa	Cp	CpΔT	ΔH
		kg/hari		kcal/kg	kcal
< 4 >	Air	1291732,591	1	5	6458662,96
	Karbohidrat	259977,8682	1,42	7,1	1845842,86
	Gula Pereduksi	202435,7045	0,3788	1,894	383413,22
	Serat Kasar	213855,1545	0,32	1,6	342168,25
	protein	19279,59091	1,55	7,75	149416,83
< 5 >	α amilase	259,9778682	0,00041	0,00205	0,53
< 6 >	Glukoamilase	129,9889341	0,00056	0,0028	0,36
< 7 >	Antifoam	19,87280909	0,83	4,15	82,47
< 8 >	Urea	2599,778682	0,38	1,9	4939,58
	Ammonium Fosfat	519,9557364	1,06	5,3	2755,77

Tabel B.2.2. Perhitungan Entalpi Bahan Keluar

Entalpi bahan keluar pada suhu 60°C

Komponen	Massa (kg/hari)	Cp	CpΔT (kcal/kg)	ΔH (kcal)
H ₂ O	1272938	1	35	44552842,53
Karbohidrat	45496,13	259978	9099225	4,1398E+11
Gula Tereduksi	202435,7	202436	7085249	1,434,E+12
Serat Kasar	213855,1	213855	7484930	1,601,E+12
protein	19279,59	1,55	54,25	1045917,81
Dextrin	13648,84	0,3822	13,377	182580,51
Maltosa	42192,24	0,3822	13,377	564405,61
α-amilase	259,9779	0,00041	0,01435	3,73
Glukoamilase	129,9889	0,00056	0,0196	2,55
Antifoam	19,87280	0,83	29,05	577,31



Glukosa	178734,7	0,3486	12,201	2180743
Urea	2599,779	0,38	13,3	34577,06
Ammonium fosfat	519,9557	1,06	37,1	19290,36

IV.3 Cooler (E-211)

Tabel B.3.1. Perhitungan Entalpi Bahan Masuk

Aliran	Komponen	Massa	Cp	CpΔT	ΔH
		(kg/hari)		kcal/kg	(kcal)
< 9 >	H ₂ O	1272938	1	35	44552843
	Karbohidrat	45496,13	1,42	49,7	2261156
	Gula Pereduksi	202435,7	0,38	13,258	2683893
	Serat Kasar	213855,2	0,32	11,2	2395178
	protein	19279,59	1,55	54,25	1045918
	Dextrin	13648,84	0,38	13,377	182581
	Maltosa	42192,24	0,38	13,377	564406
	α-amilase	259,9779	0,0004	0,01435	3,73
	Glukoamilase	129,9889	0,0006	0,0196	2,55
	Antifoam	19,87281	0,83	29,05	577,31
	Glukosa	178734,8	0,3486	12,201	2180743
	Urea	2599,779	0,38	13,3	34577,1
	Ammonium fosfat	519,9557	1,06	37,1	19290,4

**Tabel B.3.2. Perhitungan Entalpi Bahan Keluar**

Aliran	Komponen	Massa	Cp	CpΔT	ΔH
		(kg/hari)		kcal/kg	(kcal)
< 10 >	H ₂ O	1272938,36	1	7	8910569
	Karbohidrat	45496,13	1,42	9,94	452232
	Gula Tereduksi	202435,70	0,3788	2,6516	536779
	Serat Kasar	213855,15	0,32	2,24	479036
	protein	416,00	1,55	10,85	4513,6
	Dextrin	13648,84	0,3822	2,6754	36516
	Maltosa	42192,24	0,3822	2,6754	112881
	α-amilase	259,98	0,00041	0,00287	0,746
	Glukoamilase	129,99	0,00056	0,00392	0,5096
	Antifoam	19,87	0,83	5,81	115,46
	Glukosa	178734,78	0,3486	2,4402	436148,62
	Urea	2599,78	0,38	2,66	6915,41
	Ammonium fosfat	519,96	1,06	7,42	3858,07

IV.4 Tangki Seeding (R-222)**Tabel B.4.1. Perhitungan Entalpi Bahan Masuk**

Aliran	Komponen	Massa	Cp	CpΔT	ΔH
		(kg/hari)		kcal/kg	(kcal)
< 11 >	H ₂ O	39842,20746	1	7	278895,45
	Impuritis	35857,98672	0,38	2,66	95382,24
	Glukosa	123510,8431	0,3486	2,4402	301391,16
< 12 >	Ammonium Sulfat	0,051995574	1,06	7,42	0,39
< 13 >	S. Cereviceae	0,80795351	1,292	9,044	7,31
< 14 >	Udara	7,123006722	0,22	1,54	10,97

**Tabel B.4.2. Perhitungan Entalpi Bahan Keluar**

Aliran	Komponen	Massa	Cp	CpΔT	ΔH
		(kg/hari)		kcal/kg	(kcal)
< 16 >	H ₂ O	39846,32	1	7	278924,2
	Impuritis	35857,99	0,38	2,66	95382,2
	Glukosa	123503,24	0,3486	2,4402	301372,6
	Biomass	10,66	0,32	2,24	23,88
	S. Cereviceae	0,80795	1,292	9,044	7,31
< 15 >	Udara	0,4589	0,22	1,54	0,7067
	CO ₂	9,28948	0,124	0,868	8,0633

IV.5 Tangki Fermentor (220)**Tabel B.5.1. Perhitungan Entalpi Bahan Masuk**

Aliran	Komponen	Massa	Cp	CpΔT	ΔH
		(kg/hari)		kcal/kg	(kcal)
< 10 >	H ₂ O	1272938,35	1	7	8910569
	Karbohidrat	45496,13	1,42	9,94	452232
	Gula Tereduksi	202435,7	0,3788	2,6516	536779
	Serat Kasar	213855,15	0,32	2,24	479036
	protein	19279,59	1,55	10,85	209184
	Dextrin	13648,84	0,3822	2,6754	36516
	Maltosa	42192,24	0,3822	2,6754	112881
	α-amilase	259,98	0,00041	0,00287	0,75
	Glukoamilase	129,99	0,00056	0,00392	0,51
	Antifoam	19,87	0,83	5,81	115,46
	Glukosa	178734,78	0,3486	2,4402	436148,62
	Urea	2599,78	0,38	2,66	6915,41
	Ammonium fosfat	519,96	1,06	7,42	3858,07
< 16 >	H ₂ O	39846,32	1	7	278924,21
	Impuritis	35857,99	0,38	2,66	95382,24
	Glukosa	123503,24	0,3486	2,4402	301372,61



	Biomass	10,66117877	0,32	2,24	23,88104044
	S. Cereviceae	0,80795351	1,292	9,044	7,307131544

Tabel B.5.2. Perhitungan Entalpi Bahan Keluar

Aliran	Komponen	Massa	Cp	CpΔT	ΔH
		(kg/hari)		kcal/kg	(kcal)
18	C ₂ H ₅ OH	142588,595	0,522	3,654	521018,73
	Amyl Alkohol	50,4468513	0,753	5,271	265,91
	Isoamyl Alkohol	132,957379	0,753	5,271	700,82
	Butanol	26,5059727	0,65	4,55	120,60
	Propanol	7,26776672	0,71	4,97	36,12
	C ₃ H ₈ O ₃	15293,2442	0,576	4,032	61662,36
	CH ₃ COOH	4533,57041	0,535	3,745	16978,22
	H ₂ O	1311424,6	1	7	9179972,20
	Karbohidrat	45496,1269	1,42	9,94	452231,50
	Gula Pereduksi	202435,7	0,3788	2,6516	536778,50
	Serat Kasar	213855,15	0,32	2,24	479035,54
	Protein	19279,5909	1,55	10,85	209183,56
	Impuritis	35857,9867	0,38	2,66	95382,24
	α-amilase	259,977868	0,3822	2,6754	695,54
	Dextrin	13648,84	0,3822	2,6754	36516,11
	Glukoamilase	129,988934	0,000406	0,002842	0,37
	Biomass	10,6611788	0,32	2,24	23,88
	S.Cereviceae	0,80795351	1,292	9,044	7,31
	Urea	2599,77	0,38	2,66	6915,39
	Ammonium Fosfat	519,955736	1,06	7,42	3858,07
	Maltosa	42192,24	0,83	5,81	245136,91
	Glukosa	302,238027	0,3486	2,4402	737,52
	Antifoam	19,8728091	0,83	5,81	115,46
	CH ₃ CHO	664,923659	0,55	3,85	2559,96
17	CO ₂	140298,892	0,576	4,032	565685,13

**IV.6 Preheater Distilasi I (D-313)****Tabel B.6.1. Perhitungan Entalpi Bahan Masuk**

Aliran	Komponen	Massa	Cp	CpΔT	ΔH
		(kg/hari)		kcal/kg	(kcal)
<21>	CH ₃ CHO	27,43	0,55	3,85	105,61
	C ₂ H ₅ OH	5881,78	0,522	3,654	21492,02
	Propanol	0,3	0,71	4,97	1,49
	H ₂ O	54096,26	1	7	378674
	Butanol	1,09	0,65	4,55	4,96
	CH ₃ COOH	187,01	0,535	3,745	700,35
	Amyl Alkohol	2,08	0,753	5,271	10,96
	Isoamyl Alkohol	5,48	0,753	5,271	28,89
	C ₃ H ₈ O ₃	630,85	0,576	4,032	2543,59

Tabel B.6.2. Perhitungan Entalpi Bahan Keluar

Aliran	Komponen	Massa	Cp	CpΔT	ΔH
		(kg/hari)		kcal/kg	(kcal)
<22>	CH ₃ CHO	27,43	0,55	39,05	1071,14
	C ₂ H ₅ OH	5881,78	0,522	37,062	217990,53
	Propanol	0,3	0,71	50,41	15,12
	H ₂ O	54096,26	1	71	3840834
	Butanol	1,09	0,65	46,15	50,3
	CH ₃ COOH	187,01	0,535	37,985	7103,57
	Amyl Alkohol	2,08	0,753	53,463	111,2
	Isoamyl Alkohol	5,48	0,753	53,463	292,98
	C ₃ H ₈ O ₃	630,85	0,576	40,896	25799,24

**IV.7 Distilasi I (D-310)****Tabel B.7.1. Perhitungan Entalpi Bahan Masuk**

Suhu feed = 96 °C

Aliran	Komponen	Massa	Cp	CpΔT	ΔH
		(kg/jam)		kcal/kg	(kcal)
<23>	CH ₃ CHO	27,43	0,55	39,05	1071,1415
	C ₂ H ₅ OH	5881,78	0,522	37,062	217990,5304
	Propanol	0,3	0,71	50,41	15,123
	H ₂ O	54096,26	1	71	3840834,46
	Butanol	1,09	0,65	46,15	50,3035
	CH ₃ COOH	187,01	0,535	37,985	7103,57485
	Amyl Alkohol	2,08	0,753	53,463	111,20304
	Isoamyl Alkohol	5,48	0,753	53,463	292,97724
	C ₃ H ₈ O ₃	630,85	0,576	40,896	25799,2416

Tabel B.7.2. Perhitungan Entalpi Bahan Keluar

Enthalpy bottom pada suhu bubble point = 100,6 °C

Aliran	Komponen	Massa	Cp	CpΔT	ΔH
		(kg/jam)		kcal/kg	(kcal)
< 24 >	CH ₃ CHO	27,43	0,55	41,58	1140,54
	C ₂ H ₅ OH	647,16	0,522	39,4632	25539
	Propanol	0,25	0,71	53,676	13,419
	H ₂ O	48145,71	1	75,6	3639816
	Butanol	1,09	0,65	49,14	53,5626
	CH ₃ COOH	186,06	0,535	40,446	7525,38
	Amyl Alkohol	2,06	0,753	56,9268	117,27
	Isoamyl Alkohol	5,44	0,753	56,9268	309,68
	C ₃ H ₈ O ₃	630,85	0,576	43,5456	27470,74

**IV.8 Distilasi II (D-320)****Tabel B.8.1. Perhitungan Entalpi Bahan Masuk**

Suhu feed = 50 °C

Aliran	Komponen	Massa	Cp	CpΔT	ΔH
		(kg/jam)		kcal/kg	(kcal)
<25>	CH ₃ CHO	0	0,55	15,95	0
	C ₂ H ₅ OH	5234,62	0,522	15,138	79241,62
	Propanol	0	0,71	20,59	0
	H ₂ O	5950,56	1	29	172566,12
	Butanol	0	0,65	18,85	0
	CH ₃ COOH	0	0,535	15,515	0
	Amyl Alkohol	0	0,753	21,837	0
	Isoamyl Alkohol	0	0,753	21,837	0
	C ₃ H ₈ O ₃	0	0,576	16,704	0

Tabel B.8.2. Perhitungan Entalpi Bahan Keluar

Enthalpy bottom pada suhu bubble point = 101 °C

Aliran	Komponen	Massa	Cp	CpΔT	ΔH
		(kg/jam)		kcal/kg	(kcal)
< 26 >	CH ₃ CHO	0	0,55	41,8	0
	C ₂ H ₅ OH	52,38	0,522	39,672	2078,02
	Propanol	0	0,71	53,96	0
	H ₂ O	5296	1	76	402496
	Butanol	0	0,65	49,4	0
	CH ₃ COOH	0	0,535	40,66	0
	Amyl Alkohol	0	0,753	57,228	0
	Isoamyl Alkohol	0	0,753	57,228	0
	C ₃ H ₈ O ₃	0	0,576	43,776	0

**IV.9 Molecular Sieve (D-330)****Tabel B.9.1. Perhitungan Entalpi Bahan Masuk**

Suhu feed = 69,3 °C

Aliran	Komponen	Massa	Cp	CpΔT	ΔH
		(kg/hari)		kcal/kg	(kcal)
<27>	C ₂ H ₅ OH	119505,61	0,3901	17,28143	2065227,834
	H ₂ O	15709,38	0,44785	19,839755	311670,2504

Tabel B.9.2. Perhitungan Entalpi Bahan Keluar

Suhu uap keluar = 100 °C = 373 (trial) tho = 1,251678

Aliran	Komponen	Massa	Cp	CpΔT	ΔH
		(kg/hari)		kcal/kg	(kcal)
<32>	C ₂ H ₅ OH	119505,61	0,39697	29,77275	3558010,65
	H ₂ O	621,8600	0,44877	33,65775	20930,40842

IV.10 Cooler (D-332)**Tabel B.10.1. Perhitungan Entalpi Bahan Masuk**

Suhu feed = 100 °C = 373 K tho = 1,251678

Aliran	Komponen	Massa	Cp	CpΔT	ΔH
		(kg/hari)		kcal/kg	(kcal)
<28>	C ₂ H ₅ OH	119505,61	0,66629	49,97175	5971904,467
	H ₂ O	621,8600	1,00576	75,432	46908,14352

Tabel B.9.2. Perhitungan Entalpi Bahan Keluar

Suhu uap keluar = 30 °C = 303 (trial) tho = 1,0168

Aliran	Komponen	Massa	Cp	CpΔT	ΔH
		(kg/jam)		kcal/kg	(kcal)
<XX>	C ₂ H ₅ OH	119505,61	0,58446	2,9223	349231,2441
	H ₂ O	621,8600	1,00138	5,0069	3113,590834

BAB V

SPESIFIKASI ALAT

V.1 Tahap *Pretreatment*

1. Gudang Penyimpanan Nanas (F-111)

Fungsi	: Penimbunan bahan baku limbah nanas
Tipe	: Lapangan terbuka
DasarPemilihan	: Sesuai dengan karakteristik bahan baku
Kapasitas	: 1483045.455 kg/hari
Panjang	: 20 m
Lebar	: 20 m
Tinggi	: 10 m
Volume	: 4119,6 m ³
Konstruksi	: Dasar beton, dinding batako
Jumlah	: 1 unit

2. *Belt Conveyor* (J-112)

Fungsi	: Untuk mengangkut limbah nanas menuju bucket
Tipe	:Troughed Antifriction Idlers (on 20° idlers)
Dasar Pemilihan	: Digunakan untuk memidahkan material abrasive dengan bentuk tak beraturan, secara horizontal
Flowrate limbah	: 1483045.455 kg/hari
Bahan Konstruksi	: Karet
Panjang	: 30 m
Cross Sectional A.	: 0,33ft ²
Lebar Belt	: 0.61 m
Kecepatan Belt	: 1.524 m/s
Power Motor	: 0.32 kW
Ukuran Lump	: 4.5 in
Jumlah	: 1 unit



3. **Bucket Elevator (J-113)**

Fungsi	: Untuk mengumpankan bahan limbah nanas dari Belt Conveyor menuju Rotary Knife Cutter
Tipe	: Continous - Bucket Elevator
Dasar Pemilihan	: Pemindahan ke atas material abrasive dengan ukuran cukup besar
Kapasitas	: 1483045.455 kg/hari
Bucket Spacing	: 12 mm
Ukuran Bucket	: 12 x 7 x 11 $\frac{3}{4}$ in
Power Motor	: 0.05kW
Material	: Iron Steel
Jumlah	: 1 unit

4. **Moving Load Weighing (J-114)**

Fungsi	: Untuk menimbang berat limbah nanas agar sesuai dengan kapasitas produksi bioetanol
Tipe	: Continous conveyor scale
Dasar Pemilihan	: Digunakan untuk menimbang material solid abrasive dengan bentuk tak beraturan, secara horizontal
Kapasitas maks.	: 1483045.455 kg/hari
Lebar	: 14 in
Panjang	: 30 m
Kec. Normal conveying	: 200 ft/menit
Cross section area	: 0.01 m ²
Power	: 1 kW
Ukuran lump	: 4.5 in
Jumlah	: 1 buah

**5. Cutter (J-115)**

Fungsi	: Memotong limbah nanas menjadi ukuran kecil
Dasar Pemilihan	: Size reduction untuk material solid abrasive
Tipe	: Rotary knife cutter dengan razor sharp alloy blades
Kapasitas maks	: 20 kg/s
Maks diameter feed masuk	: 0.5 m
Maks reduction ratio	: 50
Power	: 4 kW
Material	: Stainless steel
Jumlah	: 1 unit

6. Crusher (C-110)

Fungsi	: Size reduction limbah nanas
Dasar Pemilihan	: Mampu menghancurkan material sticky untuk kapasitas yang besar, Beroperasi paling efisien pada beban penuh
Tipe	: <i>Gyratory crusher sebagai secondary crusher</i>
Kapasitas maks	: 2 ton/jam
Ukuran penghancuran	: 10x 24 in
Maks ketebalan feed	: 10 in
Persen bukaan	: 2 in
Kecepatan putar	: 1200 rpm
Power	: 30 kW
Material	: Stainless Steel
Jumlah	: 1 buah



7. Tangki Mixing (F-116)

Mixing tank

Fungsi	: Sebagai tempat pengenceran broth
Bentuk	: Open Cylinder Tank dengan tutup bawah berbentuk standard dished head, dilengkapi dengan pengaduk model six flat blade turbin jenis propeller
Diameter	: 4.572 m
Tinggi Tangki	: 6,858 m
Tinggi tutup bawah	: 0.87 m
Tebal tutup bawah	: 0.4375 in
Tebal tangki	: 0.3125 in
Total tinggi tangki	: 7.7 m
Volume tangki	: 120 m ³
Volume maks	: 112 m ³
Material	: Stainless steel type 304, grade 3 (SA-167)
Pengelasan	: Double Welded Butt Joint
Jumlah	: 1 buah

Agitator

Model	: Six Flat Blade Turbine
Type	: Propeller
Diameter propeller	: 1.37 m
Lebar blade	: 0,27 m
Panjang blade	: 0.34 m
Kec.Pengadukan	: 420 rpm
Power motor	: 38.366 kW
Jumlah blade	: 6 buah (1pengaduk = 6 blade)
Jumlahpengaduk	: 1 buah
Material	: Stainless steel type 304, grade 3 (SA-167)

**8. Pompa Menuju Hidrolyzed Tank (L-117)**

Fungsi	: Memompa liquid dari mixing tangki menuju tangki hidrolisa
Type	: Centrifugal Pump
Dasar Pemilihan	: Pompa dengan jenis ini dapat digunakan untuk larutan dengan viskositas tinggi dan untuk kandungan solid yang besar
Bahan	: Carbon Steel, SA-283 grade C
Viskositas larutan	: 1.52 cp
Power Pompa	: 3,5 Hp
Head	: 28 ft
Ukuran pipa	: 6 in Sch 40
Ukuran Pipa dalam	: 6.065 in
Ukuran Pipa Luar	: 1.32 in
Jumlah	: 1 buah

9. Hidrolyzed Tank (L-210)

Fungsi	: Sebagai tempat terjadinya proses liquifikasi yaitu pemecahan rantai pati menjadi molekul molekul dengan ikatan rantai yang lebih kecil (Dextrin)		
Bentuk	: Tangki Silinder, tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head dilengkapi dengan pengaduk model six fix blade turbin jenis propeller		
Diameter	: 2.9	m	
Tinggi Tangki	: 4.3	m	
Tebal tangki	: 0.3	in	
Total tinggi tangki	: 5.5306	m	
Volume tangki	: 32.7	m ³	
Volume liq. Maks	: 24.39	m ³	
Material	: Stainless steel type 304, grade 3 (SA-167)		



Pengelasan : Double Welded Butt Joint
 Jumlah : 1 buah

Coil Pemanas

Diameter koil : 7.815 ft
 Panjang lilitan : 2831,7 ft
 Jumlah lilitan : 587 Lilitan
 Jarak antar lilitan : 1.8 in
 Tinggi
 koil : 141 in
 Material : carbon steel

Agitator

Model : Six Flat Blade Turbine
 Type : Propeller
 Diameter propeller : 0.8687 m
 Lebar blade : 0.1737 m
 Panjang blade : 0.2172 m
 Kec. Pengadukan : 500 rpm
 Power Motor : 2342.2 kW
 buah (1 pengaduk = 6
 Jumlah blade : 6 blade)
 Jumlah pengaduk : 1 buah
 Material : Stainless steel type 304,

10. Seed tank (R-222)

Bentuk : Cylinder Tank dengan tutup
 atas dan bawah berbentuk
 standard dished head dilengkapi
 dengan pengaduk model six flat
 blade turbin jenis propeller



Diameter	:	5.2	M
Tinggi Tangki	:	7.8	M
Tebal tangki	:	0.3	In
Total tinggi tangki	:	10.924	M
Volume			
tangki	:	187.38	m ³
Volume liq. Maks	:	152.06	m ³
Material	:	Stainless steel type 304, grade 3 (SA-167)	
Pengelasan	:	Double Welded Butt Joint	
Jumlah	:	2	Buah

Agitator

Model	:	Six Flat Blade Turbine
Type	:	Propeller
Diameter propeller	:	1.5545 M
Lebar blade	:	0.3109 M
Panjang blade	:	0.3886 M
Kec. Pengadukan	:	400 Rpm
Power Motor	:	25221 kW
Jumlah blade	:	6 buah (1 pengaduk = 6 blade)
Jumlah pengaduk	:	1 Buah
Material	:	Stainless steel type 304,



11. Fermentor (R-220)

Fungsi	:	Sebagai tempat terjadinya proses mengubah glukosa menjadi ethanol
Bentuk	:	Cylinder Tank dengan tutup atas dan bawah berbentuk standard dished head dilengkapi dengan pengaduk model six flat blade turbin jenis paddle agitator
Diameter	:	5,2 m
Tinggi Tangki	:	7,8 m
Tebal tangki	:	0,3 in
Total tinggi tangki	:	10,01 m
Volume tangki	:	187,38 m ³
Volume liq. Maks	:	138,20 m ³
Material	:	Stainless steel type 304, grade 3 (SA-167)
Pengelasan	:	Double Welded Butt Joint
Jumlah	:	1 buah
Agitator		
Model	:	Six Flat Blade Turbine
Type	:	Agitator
Diameter propeller	:	1,5545 m
Lebar blade	:	0,3109 m
Panjang blade	:	0,3886 m
Kec. Pengadukan	:	200 rpm
Power Motor	:	2861,2 kW
Jumlah blade	:	6 buah (1 pengaduk = 6 blade)



Jumlah pengaduk : 1 buah
Material : Stainless steel type 304,

12. Rotary Drum Filter (H-230)

Fungsi : Memisahkan limbah nanas dari seratnya dan mengambil cairannya
Type : Rotary Drum Filter
Dasar pemilihan : Memisahkan fiber dari limbah nanas
Fungsi : Memisahkan limbah nanas dari seratnya dan mengambil filtratnya
Tipe : Rotary Drum filter
Kapasitas : 85472 kg/jam
Tekanan : 1 atm
Temperatur : 30 °C
Filtrat yang keluar : 60832 kg/jam
Berat cake yang dihasilkan dalam filter : 24640 kg/jam
Densitas cake : 1316 kg/m³
Densitas filtrat : 987,70 kg/m³
Viskositas filtrat : 0,0008 Pa.s
Volume filtrat : 2,20 m³/jam
Massa dry cake : 1656,6 kg/jam
Konsentrasi padatan masuk filter (Cs) : 753,03 kg/m³ slurry
Kandungan air pada cake filter : 47 %
Penurunan tekanan : 25 kPa
Waktu siklus (t) : 5 300 s



Bagian filter yang tercelup	: 30	%
Luas filter	: 1843,9	m ²
Diameter filter	: 17,14	m
Tinggi filter	: 34,27	m
Waktu tinggal	: 90	s
Kecepatan putaran	: 0,06	putaran/menit
Jumlah	: 1	unit

13. Destilasi

nama : destilasi I
menghasilkan etanol dengan kemurnian

fungsi : 50%

type : shive trays

Dimensi:

diameter	: 2,6667	ft
tinggi	: 37,31	ft
jumlah tray	: 20	buah
tray spacing	: 20	in
panjang weir	: 0,9333	ft
Active area	: 3,4327	ft ²
tebal shell	: 0,1875	in

jumlah kolom destilasi I : 1 buah

BAB VI UTILITAS

Utilitas merupakan sarana pendukung agar produksi dapat berjalan dengan lancar. Oleh karena itu, utilitas memegang peranan penting dalam pelaksanaan operasi dan proses. Utilitas pada pabrik Bioethanol ini meliputi:

1. Air

Penggunaan air dalam pabrik digunakan sebagai air proses, air pendingin, air umpan boiler dan air sanitasi.

2. *Steam*

Penggunaan *Steam* digunakan pada proses di *heater*, destilasi, dan reaktor.

3. Listrik

Penggunaan listrik berfungsi sebagai tenaga penggerak dari berbagai peralatan proses dan sumber penerangan.

4. Bahan bakar

Bahan bakar berfungsi untuk bahan bakar boiler dan pembangkit tenaga listrik. Sumbernya bisa diperoleh pada hasil RDVF.

VI.1 Air

Air adalah substansi kimia dengan rumus kimia H_2O , satu molekul air tersusun atas dua atom hidrogen yang terikat secara kovalen pada satu atom oksigen. Air bersifat tidak berwarna, tidak berasa dan tidak berbau pada kondisi standar, yaitu pada tekanan 100 kPa (1 bar) dan temperatur 273,15 K (0°C). Zat kimia ini merupakan suatu pelarut yang penting, yang memiliki kemampuan untuk melarutkan banyak zat kimia lainnya, seperti garam-garam, gula, asam, beberapa jenis gas dan banyak macam molekul organik.

Sebagian besar bahan yang digunakan pada pabrik bioethanol ini adalah air. Air yang diperoleh merupakan dari sungai Way Seputih. Oleh karena itu, perlu dilakukan "*Water Treatment*" yang lebih lanjut. Mula – mula air sungai di saring



dengan "Strainer" untuk menghilangkan kotoran – kotoran yang berukuran makro maupun mikro sebelum masuk ke dalam bak penampungan. Selanjutnya air dimasukkan kedalam bak penampungan. Air di dalam bak penampungan akan di proses sesuai kebutuhan produksi. Untuk menghemat air sebaiknya dilakukan "recycle".

Kebutuhan air dalam pabrik meliputi antara lain :

VI.1.1 Air Sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk keperluan mandi, minum, memasak, mencuci, dan sebagainya. Pada dasarnya air sanitasi harus memenuhi standar kualitas air bersih, yaitu:

a. Syarat Fisik

- Suhu : Dibawah suhu udara sekitar
- Warna : Jernih
- Rasa : Tidak berasa
- Bau : Tidak berbau
- Kekeruhan : Kurang dari 1 mgr SiO_2 / liter

b. Syarat Kimia

- pH berkisar 6.5 – 8.5
- Kesadahan kurang dari 70 CaCO_3
- Tidak mengandung zat terlarut baik organik, anorganik maupun radioaktif
- Tidak mengandung zat beracun
- Tidak mengandung logam berat seperti Pb, Ag, Cr, Hg.

c. Syarat Biologis

- Tidak mengandung kuman atau bakteri terutama bakteri patogen
- Untuk air sanitasi ditambahkan kaporit [$\text{Ca}(\text{Cl})_2$] atau desinfektan

Untuk memenuhi persyaratan-persyaratan diatas dapat dilakukan proses penjernihan sebelumnya dan untuk bakteriologis (penghilangan bakteri) perlu ditambahkan kaporit (CaOCl_2) sebagai desinfektan yang fungsinya adalah untuk mencegah



berkembangbiaknya bakteri pada sistem distribusi air sanitasi.

VI.1.2 Air Proses

Air proses adalah air yang digunakan dalam proses di pabrik bioethanol, misalnya pada tangki "mixing" atau tangki pencampuran, dll.

Hal yang perlu diperhatikan dalam penyediaan air adalah:

- Alkalinitas
- Keasaman (pH 6,5 - 8,5)
- Kekerusuhan
- Warna
- Kadar amoniak

VI.1.3 Air Umpan Boiler

Air umpan boiler adalah air yang dilunakkan dari kandungan mineral yang terdapat dalam air tersebut dan air yang digunakan untuk menghasilkan *steam* pada boiler. Walaupun air sudah kelihatan jernih tetapi pada umumnya masih mengandung kation dan anion yang terbawa oleh air sungai yang dapat merusak boiler.

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam pengolahan air umpan boiler adalah:

- Zat-zat penyebab korosi
Korosi dalam ketel disebabkan karena tidak sempurnanya pengaturan pH dan penghilangan oksigen, penggunaan kembali air kondensat yang banyak mengandung bahan-bahan pembentuk karat dan korosi yang terjadi selama ketel tidak dioperasikan.
- Zat penyebab 'scale foaming'
Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan dan suhu tinggi yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silika.
- Zat penyebab *foaming*
Air yang diambil kembali dari proses pemanasan



biasanya menyebabkan busa (*foam*) pada boiler, karena adanya zat-zat organik, anorganik dan zat tidak terlarut dalam jumlah besar. Efek pembusaan terutama terjadi pada alkalinitas tinggi.

Sebelum air dari unit pengolahan air digunakan sebagai umpan boiler, dilakukan pelunakan air. Adapun tujuannya adalah untuk menghilangkan ion Mg^{2+} dan Ca^{2+} yang mudah sekali membentuk kerak. Kerak akan menghalangi perpindahan proses panas sehingga akan menyebabkan *overheating* yang memusat dan menyebabkan pecahnya pipa.

VI.1.4 Air Pendingin

Kebanyakan air digunakan sebagai air pendingin karena faktor – faktor, antara lain:

- Air merupakan materi yang mudah didapat dalam jumlah besar.
- Mudah diatur dan dikerjakan.
- Dapat menyerap jumlah panas yang besar per satuan volume.
- Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperatur pendinginan.

- Tidak terdekomposisi

Hal-hal yang harus diperhatikan pada air pendingin diantaranya :

- “*Hardness*” yang memberikan efek pembentukan kerak.
- Besi yang merupakan penyebab korosi kedua.
- Silika dan ion sulfat yang merupakan penyebab kerak.
- Molaritas, pH, temperatur sangat menentukan konsentrasi dari karbonat, bikarbonat serta kelarutan dari kalsium karbonat.
- Padatan terlarut, penyebab “*fouling*” sehingga membutuhkan “*dispersant*”.
- Kontaminan seperti hidrokarbon, glikol, NH_3 , SO_2 , H_2S , penyebab “*fouling*”, dan pertumbuhan bakteri atau mikroba.



- Minyak, penyebab terganggunya "film corrosion inhibitor", "heat transfer coefiesient" yang menurun dapat menjadimakanan mikroba yang bisa menyebabkan terbentuknya endapan.

Pada air pendingin ditambahkan zat kimia yang bersifatmengahilangkan kerak, lumut, jamur dan korosi.

VI.1.5 Proses Pengolahan Air

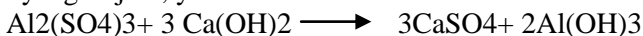
Penyaringan Kotoran

Air yang digunakan berasal dari air sungai Way seputih, sebelum masuk ke bak penampung air tersebut dilewatkan saringan (*strainer*) untuk mengurangi kotoran yang berukuran besar seperti sampah plastik, daun kering atau ranting dan sampah lain.

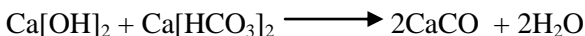
Penambahan Bahan Kimia

Pada bak koagulasi disertai dengan pengadukan cepat (80-100 rpm) dan penambahantawas $[Al_2(SO_4)_3]$ yang berfungsi sebagai koagulan. Tujuan penambahan tawas adalah untuk memperbesar ukuran partikel padatan yang sukar mengendap sehingga waktu pengendapan menjadi lebih cepat. Harapannya kotoran – kotoran yang masih terdapat dalam air dapat digumpalkan untuk kemudian diendapkan secara gravitasi.

Reaksi yang terjadi, yaitu :



Setelah terbentuk gumpalan-gumpalan, air dialirkan ke bak berpengaduk dengan kecepatan lambat (5 – 8 rpm) yang disertai penambahan larutan kapur $[Ca(OH)_2]$. Tujuan pengadukan lambat disini adalah untuk membantu memperbesar flok-flok sehingga menjadi berat. Sedangkan penambahan larutan kapur bertujuan untuk mengikat kesadahan karbonat. Melalui reaksi berikut :



Penambahan $Ca(OH)_2$ juga digunakan untuk mengkondisikan pH air tetap dalam keadaan netral, sebab dengan



adanya penambahan tawas akan menyebabkan pH air menjadi turun, sehingga perlu ditambahkan dengan Ca(OH)_2 agar pH air tetap netral.

Pengendapan

Air kemudian dialirkan secara *overflow* ke *clarifier* yang bekerja berdasarkan gaya gravitasi agar flok – flok yang terbentuk tidak rusak. Di *clarifier*, air diberikan waktu untuk mengendap sebaik mungkin. Air jernih pada bagian atas ditampung dalam bak penampung sementara, kemudian dipompa ke *sand filter* yang berfungsi menangkap partikel – partikel kecil yang tidak dapat diendapkan. Filter yang digunakan adalah *anthracite coal*. Keuntungan menggunakan *anthracite coal* dibandingkan pasir adalah karena mempunyai berat jenis yang lebih kecil, bentuknya yang tidak beraturan, serta luas permukaan dari butir – butir runcing per sauan volume lebih besar dari luas permukaan pasir yang lebih bulat, hal ini membuat penangkapan flok yang lebih baik. Air yang lolos merupakan air yang jernih dan bersih yang kemudian ditampung dalam bak penampung air bersih. Untuk air sanitasi ditambahkan kaporit sebagai pembunuh kuman. Untuk air pendingin dan air proses dapat langsung digunakan, sedangkan untuk air umpan boiler dilakukan *softening* pada kation exchanger.

Softening

Ion *exchanger* terdiri dari kation dan anion *exchanger*. Pada kation *exchanger*, ion positif seperti Mg^{2+} dan Ca^{2+} diganti dengan ion Na^{+} dari resin kation (RNA_2), sedangkan pada anion *exchanger* ion negatif seperti Cl^- diikat oleh resin basa kuat (ROH). Untuk air umpan boiler hanya memerlukan kation exchanger, karena yang perlu hilang dari umpan boiler adalah ion Mg^{2+} dan Ca^{2+} yang memerlukan penyebab kesadahan dan akan menimbulkan kerak pada ketel.

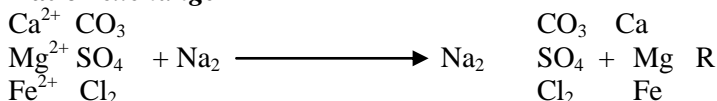
Unit ini dilengkapi dengan fasilitas regenerasi untuk mengembalikan kemampuan resin dengan menambahkan larutan



NaCl 10% ke dalam kation exchanger.

Reaksi yang terjadi pada reaksi *softening* yaitu :

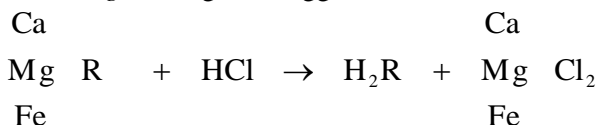
- **Kation *exchanger***



Resin akan jenuh setelah bekerja selama 36 jam yang ditunjukkan dengan kenaikan konduktivitas anion, penurunan FMA (*free mineral acid*), kenaikan pH, total hardness lebih besar dari 0.

Sedangkan regenerasi yang terjadi yaitu :

Kation *exchanger*, dengan menggunakan HCl 10%



VI.1.5 Perhitungan Kebutuhan Air

ρ air pada suhu $30^\circ\text{C} = 995,68 \text{ kg/m}^3$

kebutuhan air dalam $\text{m}^3/\text{hari} = \frac{\text{kebutuhan air dalam kg/hari}}{\rho \text{ air pada } 30^\circ\text{C}}$

A. Air sanitasi

Untuk keperluan air sanitasi diperlukan air sebanyak $0,2 \text{ m}^3/\text{hari}$ untuk tiap karyawan (*Kemmer, 1987*).

Jumlah karyawan	:	300 orang
Kebutuhan air untuk 300 karyawan	:	60 m^3/hari
Cadangan (10%)	:	10 m^3/hari
Total	:	70 m^3/hari

Untuk kebutuhan laboratorium, taman, *service water*, *hydrant* diperlukan air sebanyak 40% dari kebutuhan air sanitasi karyawan.

Kebutuhan lain-lain : $0,4 \times 70 = 28 \text{ m}^3/\text{hari}$

Kebutuhan air sanitasi pabrik : 98 $\text{m}^3/\text{hari} = 4,083 \text{ m}^3/\text{jam}$



B. Air Umpan Boiler

Air yang dibutuhkan = *steam* yang dibutuhkan
Kebutuhan air pada pabrik ini meliputi :

No.	Nama Peralatan	Kebutuhan air (kg/jam)
1.	Tangki Hidrolisa	8574610151
2.	Tangki Fermentasi	119833.44
3.	<i>Reboiler 1</i>	7630.08
Total		8574737614

Air umpan boiler yang dibutuhkan = *steam* yang dibutuhkan :

$$= \frac{\text{rate massa air}}{\rho}$$

$$= \frac{8574737614}{995,68}$$

$$= 8611941,2 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Untuk menghemat pemakaian air boiler, maka dilakukan recycle air boiler. Di asumsikan 80% dari total steam kondensat kembali ke air boiler.

Air boiler yang di recycle : 80% x 8611941,2 m³/hari

Jadi kebutuhan total air boiler = (8611941,2 – 6889552) m³/hari
= 1722388 m³/hari

C. Air Proses

Kebutuhan air proses pada pabrik ini meliputi :

No	Nama Peralatan	Kebutuhan Air (kg/jam)
1	Tangki Mixing	504235.4545
TOTAL		504235.4545

Air proses yang dibutuhkan:

$$= \frac{\text{rate massa air}}{\rho}$$



$$\begin{aligned} &= \frac{504235.4545}{995,68} \\ &= 506.42 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

D. Air Pendingin

Kebutuhan air pendingin pada pabrik ini meliputi :

No	Nama Peralatan	Kebutuhan Air (kg/jam)
1	Cooler 1	4494160.47
2	Cooler 2	1271982.433
3	Cooler 3	565333.695
TOTAL		6331475

Air pendingin yang dibutuhkan:

$$\begin{aligned} &= \frac{\text{rate massa air}}{\rho} \\ &= \frac{6331475}{995,68} \\ &= 6358,9 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Karena digunakan sistem sirkulasi untuk menghemat air, maka diasumsikan : 90% dari kondensat kembali ke air umpan boiler

Jadi :

$$\begin{aligned} &\text{Air kondensat yang diresirkulasi adalah 90\% dari total kondensat} \\ &= 90\% \times 6358,9 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 5723 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jadi total air yang hilang adalah} &= 6358,9 - 5723 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 635,84 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Air sungai yang diambil dari sungai :

1. Air sanitasi	=	4,083	m ³ /jam
2. Air <i>makeup water</i> boiler	=	1722388	m ³ /jam
3. Air proses	=	506,42	m ³ /jam
4. Air pendingin	=	635,84	m ³ /jam
Total	=	1723534,34	m ³ /hari



VI.2 Steam

Steam mempunyai peranan yang sangat penting dalam menunjang proses produksi. *Steam* digunakan sebagai media pemanas, dimana pembangkitnya berasal dari :

- Turbin, dengan fluida penggerakanya berupa air.
- Motor bakar dengan bahan bakarnya bensin dan solar.

Pada pabrik bioetanol ini, *steam* yang digunakan adalah *steam* jenuh (*saturated steam*) dengan suhu 130°C dan tekanan 4,5 bar (*Ulrich, 1984*).

Kebutuhan *steam* untuk pabrik ini adalah sebagai berikut :

No.	Nama Peralatan	Kebutuhan air (kg/jam)
1.	Tangki Hidrolisa	8574610151
2.	Tangki Fermentasi	119833.44
3.	<i>Reboiler 1</i>	7630.08
Total		1643683.212

VI.3 Listrik

Listrik berfungsi sebagai tenaga penggerak dari berbagai peralatan proses dan untuk penerangan. Kebutuhan listrik di pabrik bioetanol ini diperoleh dari PLN dan generator pabrik, hal ini bertujuan agar pasokan tenaga listrik dapat berlangsung kontinyu meskipun ada gangguan pasokan dari PLN.

Tenaga listrik untuk pabrik ini disuplai oleh jaringan PLN dan sebagai cadangan dipakai generator set untuk mengatasi keadaan bila sewaktu-waktu terjadi gangguan PLN. Kebutuhan listrik untuk penerangan pabrik dapat dihitung berdasarkan kuat penerangan untuk masing-masing ruangan atau halaman di sekitar pabrik yang memerlukan penerangan. Tenaga listrik untuk pabrik ini disuplai oleh dua sumber, yaitu perusahaan Listrik Negara (PLN), merupakan sumber listrik utama dari pabrik ini.

BAB VII

KESEHATAN DAN KESELAMATAN KERJA

VII.1 Kesehatan dan Keselamatan Kerja Secara Umum

Keselamatan kerja merupakan sarana untuk mengendalikan mesin, alat kerja, bahan, proses pengolahan, landasan tempat kerja, lingkungan serta cara-cara melakukan pekerjaan. Keselamatan dan kesehatan kerja (K3) tidak dapat dipisahkan dengan proses produksi baik jasa maupun industri. Perkembangan pembangunan menimbulkan konsekuensi peningkatan intensitas kerja yang mengakibatkan peningkatan resiko kecelakaan di lingkungan kerja (*Paramita, 2012*).

Menurut Undang-Undang Kesehatan No. 23 Tahun 1992 Bagian 6 Tentang Kesehatan Kerja, pada Pasal 23 berisi:

1. Kesehatan kerja diselenggarakan untuk mewujudkan produktivitas kerja yang optimal.
2. Kesehatan kerja meliputi perlindungan kesehatan kerja, pencegahan penyakit akibat kerja, dan syarat kesehatan kerja.
3. Setiap tempat kerja wajib menyelenggarakan kesehatan kerja. Kecelakaan adalah kejadian yang tidak terduga dan tidak diharapkan. Tidak terduga oleh karena latar belakang peristiwa itu tidak terdapat adanya unsur kesengajaan, lebih-lebih dalam bentuk perencanaan.

(*Austen dan Neale, 1991*)

VII.2 Potensi Bahaya Lingkungan Kerja

Pada dasarnya tempat kerja selalu terdapat berbagai potensi bahaya yang dapat mempengaruhi kesehatan tenaga kerja. Potensi bahaya merupakan segala sesuatu yang berpotensi menyebabkan terjadinya kerugian, kerusakan, cidera, sakit, kecelakaan atau bahkan dapat mengakibatkan kematian yang berhubungan dengan proses dan sistem kerja.

Pengenalan potensi bahaya di tempat kerja merupakan dasar untuk mengetahui pengaruhnya terhadap tenaga kerja, serta



dapat dipergunakan untuk mengadakan upaya-upaya pengendalian dalam rangka pencegahan penyakit yang mungkin terjadi.

Secara umum, potensi bahaya lingkungan kerja dapat berasal dari berbagai faktor, antara lain :

1. Faktor teknis, yaitu potensi bahaya yang berasal atau terdapat pada peralatan kerja yang digunakan atau dari pekerjaan itu sendiri
2. Faktor lingkungan, yaitu potensi bahaya yang berasal dari dalam lingkungan, yang dapat bersumber dari proses produksi termasuk bahan baku, baik produk antara, maupun hasil akhir.
3. Faktor manusia, merupakan potensi bahaya yang cukup besar terutama apabila manusia yang melakukan pekerjaan tersebut tidak berada dalam kondisi kesehatan yang prima baik fisik maupun psikis.

Potensi bahaya di tempat kerja dapat menyebabkan gangguan kesehatan. Hal ini dikelompokkan antara lain sebagai berikut :

1. Potensi bahaya fisik, yaitu potensi bahaya yang dapat menyebabkan gangguan-gangguan kesehatan terhadap tenaga kerja yang terpapar, misalnya: terpapar kebisingan intensitas tinggi, suhu ekstrim (panas & dingin), intensitas penerangan kurang memadai, getaran dan radiasi.
2. Potensi bahaya kimia, yaitu potensi bahaya yang berasal dari bahan-bahan kimia yang digunakan dalam proses produksi. Potensi bahaya ini dapat memasuki atau mempengaruhi tubuh tenaga kerja melalui *inhalation* (melalui pernafasan), *ingestion* (melalui mulut ke saluran pencernaan) dan *skin contact* (melalui kulit).
3. Potensi bahaya biologis, yaitu potensi bahaya yang ditimbulkan oleh kuman-kuman penyakit yang terdapat di udara yang berasal dari tenaga kerja yang menderita penyakit-penyakit tertentu, misalnya : TBC, Hepatitis



- A/B dan Aids, maupun yang berasal dari bahan-bahan yang digunakan dalam proses produksi.
4. Potensi bahaya fisiologis, yaitu potensi bahaya yang disebabkan oleh penerapan peraturan yang tidak baik atau tidak sesuai dengan norma-norma ergonomi yang berlaku dalam melakukan pekerjaan serta peralatan kerja, termasuk sikap dan cara kerja yang tidak sesuai, pengaturan kerja yang tidak tepat, beban kerja yang tidak sesuai dengan kemampuan pekerja ataupun ketidakserasian antara manusia dan mesin.
 5. Potensi bahaya Psiko-sosial, yaitu potensi bahaya yang ditimbulkan oleh kondisi aspek-aspek psikologis ketenagakerjaan yang kurang baik atau kurang mendapatkan perhatian, seperti penempatan tenaga kerja yang tidak sesuai dengan bakat, minat, kepribadian, motivasi, temperamen atau pendidikannya, sistem seleksi dan klasifikasi tenaga kerja yang tidak sesuai, kurangnya keterampilan tenaga kerja dalam melakukan pekerjaannya sebagai akibat kurangnya latihan kerja yang diperoleh, serta hubungan antara individu yang tidak harmoni dan tidak serasi dalam organisasi kerja.
 6. Potensi bahaya dari proses produksi, yaitu potensi bahaya yang ditimbulkan oleh beberapa kegiatan yang dilakukan dalam proses produksi, yang sangat bergantung dari bahan dan peralatan yang dipakai, serta jenis kegiatan yang dilakukan.

(Rante, 2011)

VII.3 Sistem Manajemen Kesehatan dan Keselamatan Kerja

SMK3 diartikan sebagai bagian dari sistem manajemen secara keseluruhan yang meliputi struktur organisasi, perencanaan, tanggung jawab, pelaksanaan, prosedur, proses dan sumber daya yang dibutuhkan bagi pengembangan penerapan, pencapaian, pengkajian dan pemeliharaan kebijakan keselamatan dan kesehatan kerja dalam rangka pengendalian resiko yang



berkaitan dengan kegiatan kerja sehingga tercipta tempat kerja yang aman, efisien dan produktif (*Mentang, 2013*).

Terdapat berbagai upaya untuk mencegah kecelakaan kerja di tempat kerja, antara lain:

1. Upaya pencegahan kecelakaan kerja melalui pengendalian bahaya di tempat kerja
 - a. Pemantauan dan pengendalian kondisi tidak aman
 - b. Pemantauan dan pengendalian tindakan tidak aman
2. Upaya pencegahan kecelakaan kerja melalui pembinaan dan pengawasan
 - a. Pelatihan dan pendidikan
 - b. Konseling dan konsultasi
 - c. Pengembangan sumber daya ataupun teknologi
3. Upaya pencegahan kecelakaan kerja melalui sistem manajemen
 - a. Prosedur dan aturan
 - b. Penyediaan sarana dan prasarana
 - c. Penghargaan dan sanksi

(*Rosdiana, 2012*)

Adapun alat-alat pelindung diri sebagai berikut:

1. *Safety Helm*

Safety helm melindungi kepala terhadap benturan, adanya kemungkinan tertimpa benda-benda yang jatuh, melindungi bagian kepala dari kejutan listrik ataupun terhadap kemungkinan terkena bahan kimia yang berbahaya selama jam kerja di daerah instalasi pabrik.
2. *Safety Glasses*

Safety glasses melindungi mata terhadap benda yang melayang, percikan, bahan kimia dan cahaya yang menyilaukan.
3. Alat Pelindung Telinga



Alat pelindung Telinga melindungi telinga terhadap kebisingan, apabila alat tersebut tidak digunakan dapat menurunkan daya pendengaran dan menyebabkan ketulian yang bersifat tetap.

4. Alat Pelindung Pernapasan

Alat pelindung pernapasan Untuk melindungi hidung dan mulut dari berbagai gangguan yang membahayakan tenaga kerja.

5. Sarung tangan

Sarung tangan berfungsi sebagai alat pelindung tangan pada saat bekerja di tempat atau situasi yang dapat mengakibatkan cedera tangan. Bahan dan bentuk sarung tangan di sesuaikan dengan fungsi masing-masing pekerjaan.

6. *Safety Shoes*

Safety Shoes untuk melindungi kaki dari benda yang keras atau tajam, luka bakar yang disebabkan oleh bahan kimia korosif, benda tajam, serta untuk menjaga agar seseorang tidak jatuh terpleset oleh air atau minyak

7. Baju Pelindung

Baju Pelindung melindungi seluruh bagian tubuh terhadap berbagai gangguan yang dapat membahayakan para pekerja.

(Mentang, 2013)

VII. 4 Alat Pelindung Diri

Adapun usaha yang dilakukan untuk mencegah kecelakaan kerja pada pabrik bioetanol ditinjau dari :

Bahan Baku

Limbah padat limbah nanas

- Memakai alat pelindung tangan.

CO₂

- Memakai alat pelindung mata.
- Memakai alat pelindung pernapasan.

Saccharomices Cereviceae



- Memakai alat pelindung pernapasan.
- Memakai alat pelindung tangan.
- Memakai pelindung kaki.

Nutrient

- Memakai alat pelindung pernapasan.
- Memakai alat pelindung tangan.
- Memakai pelindung kaki.

Individu/ pekerja**Boiler**

- Dilengkapi dengan isolasi
- Dilengkapi dengan pressure safety valve (untuk mengukur tekanan pada boiler)

Tangki Penampung

- Memakai alat pelindung kepala.
- Memakai alat pelindung kaki.
- Memakai alat pelindung tangan.
- Memakai alat pelindung pernapasan.

Tangki Mixing

- Memakai alat pelindung kepala.
- Memakai alat pelindung kaki.
- Memakai alat pelindung tangan.
- Memakai alat pelindung pernapasan.

Tangki Hidrolisa

- Memakai alat pelindung kepala.
- Memakai alat pelindung kaki.
- Memakai alat pelindung tangan.
- Memakai alat pelindung pernapasan.

Tangki Fermentor

- Memakai alat pelindung kepala.
- Memakai alat pelindung kaki.
- Memakai alat pelindung tangan.
- Memakai alat pelindung pernapasan.

**Rotary Drum Filter**

- Memakai alat pelindung kepala.
- Memakai alat pelindung kaki.
- Memakai alat pelindung tangan.
- Memakai alat pelindung pernapasan.

Distilasi

- Memakai alat pelindung kepala.
- Memakai alat pelindung kaki.
- Memakai alat pelindung tangan.
- Memakai alat pelindung pernapasan.

Alat**Pompa**

- Bagian propeller dilengkapi dengan casting
- Bagian kopling (bagian yang menghubungkan propeller dan motor) harus selalu tertutup dan dilengkapi dengan strainer (saringan atau filter) yang digunakan untuk menyaring kotoran agar tidak masuk pompa.
- Harus cek valve secara berkala untuk mencegah timbulnya aliran balik.
- Diletakkan pada lantai dasar untuk keselamatan dan untuk kemudahan operator.

Rotary Drum Filter

- Dilengkapi pagar pembatas untuk keselamatan pekerja.

Tangki Seeding

- Dijaga kemungkinan terjadinya kebocoran gas CO_2 (timbulnya gas CO_2 pada proses fermentasi).
- Dilengkapi kompresor untuk menarik gas CO_2 agar dapat ke luar.

Tangki Fermentor

- Dijaga kemungkinan terjadinya kebocoran gas CO_2 (timbulnya gas CO_2 pada proses fermentasi).
- Dilengkapi kompresor untuk menarik gas CO_2 agar dapat ke luar.

Cooler



- Dilengkapi dengan valve pada exchanger tersebut.
- Dipadang drain hole secukupnya untuk pembersihan.
- Harus selalu diadakan tes, baik terhadap material, kebocoran dan lain-lainnya pada waktu-waktu tertentu.

BAB VIII

ALAT UKUR DAN INSTRUMENTASI

VIII.1 Alat Ukur secara Umum

Instrumentasi adalah penerapan alat ukur dan sistem pengendalian pada suatu obyek dengan tujuan mengetahui harga numerik variabel suatu besaran proses dan juga mengendalikan besaran proses supaya berada dalam batas daerah tertentu atau pada nilai besaran yang diinginkan (*set point*). Operasi di industri proses sangat bergantung pada pengukuran dan pengendalian besaran proses. Beberapa besaran proses yang harus diukur dan dikendalikan pada suatu industri proses, misalnya aliran (*flow*) di dalam pipa, tekanan (*pressure*) didalam sebuah *vessel*, suhu di unit *heat exchanger*, serta permukaan (*level*) zat cair di sebuah tangki.

Pemasangan alat instrumentasi bertujuan untuk :

1. Menjaga keamanan operasi suatu proses dengan cara menjaga variabel proses, berada dalam operasi proses yang aman serta mendeteksi situasi bahaya dengan membuat tanda-tanda bahaya dan memutus hubungan secara otomatis.
2. Mendapatkan *rate* atau laju alir produksi sesuai dengan yang diinginkan.
3. Menjaga kualitas produk.
4. Mempermudah pengoperasian alat.
5. Keselamatan dan efisiensi kerja lebih terjamin.

Instrumentasi dapat dibedakan berdasarkan proses kerjanya, antara lain :

- a. Manual atau *indicator*, yaitu alat pengamatan yang dipasang pada alat proses dimana kondisi prosesnya tidak memerlukan ketelitian. Pada peralatan proses ini hanya dipasang penunjuk atau pencatat saja yang bisa berupa penunjuk (*indicator*) atau perekam (*recorder*).
- b. Otomatis, yaitu *controller* yang dipasang pada alat proses dimana kondisi prosesnya memerlukan ketelitian kondisi



prosesnya. Perubahan kondisi proses sedikit saja akan mempengaruhi produk baik kualitas maupun kuantitasnya sehingga alat proses ini perlu dipasang alat pengendali (*controller*).

Dalam suatu instrumen ada beberapa bagian alat yang pemakaiannya bisa berfungsi sebagai berikut:

1. Indikator, yaitu bagian instrumen yang berfungsi untuk menunjukkan atau pengukuran secara langsung, misalnya *level indicator*, yaitu alat penunjuk ketinggian liquida didalam suatu alat pemrosesan.
2. *Recorder*, yaitu bagian instrumen yang berfungsi untuk mencatat suatu kondisi proses yang merupakan kelengkapan instrument tipe penunjuk, misalnya pena pada jarum penunjuk pengukur tekanan.
3. *Controller*, bagian instrumen yang berfungsi untuk mengendalikan kondisi proses dan operasi, misalnya : *Flow controller* untuk mengendalikan laju alir fluida didalam pipa, *Temperature controller* untuk mengendalikan suhu operasi selama proses berlangsung agar sesuai dengan suhu yang telah ditetapkan.
4. Sensor (*transducer*), bagian instrumen yang berfungsi untuk berkontak langsung dengan objek yang diukur untuk mengubah besaran fisik menjadi besaran listrik.
5. Sensor *Error Detector*, bagian instrumen yang berfungsi untuk mengukur kesalahan yang terjadi antara keluaran aktual dengan keluaran yang diinginkan.
6. Penggerak daya, bagian instrumen yang berfungsi untuk mengendalikan aliran energi ke sistem yang dikendalikan. Alat ini disebut juga elemen pengendali akhir. Elemen pengeluaran ini harus mampu menggerakkan beban ke suatu harga yang diinginkan.

(Arindya, 2010)



VIII.2 Alat – Alat Control yang Digunakan dalam Bidang Industri

- Pengatur Suhu (*temperature*)
 1. *Temperature Controller* (TC), berfungsi mengendalikan temperatur operasi sesuai dengan kondisi yang diminta.
 2. *Temperature Indicator* (TI), berfungsi menunjukkan temperatur operasi pada alat dengan pembacaan langsung.
 3. *Temperture Indicator Controller* (TIC), berfungsi menunjukkan dan mengendalikan temperatur operasi.
 - Pengaruh tekanan (*pressure*)
 1. *Pressure Indicator* (PI), berfungsi menunjukan tekanan pada alat secara terus-menerus sesuai dengan kondisi yang diminta.
 2. *Pressure Controller* (PC), berfungsi mengendalikan tekanan operasi sesuai dengan kondisi yang diminta.
 3. *Pressure Indicator Controller* (PIC), berfungsi menunjukkan dan mengendalikan tekanan dalam alat secara terus-menerus sesuai dengan yang diminta.
 - Pengatur aliran (*flow*)
 1. *Flow Indicator Controller* (FIC), berfungsi menunjukkan dan mengalirkan laju aliran dalam suatu peralatan secara kontinu.
 2. *Flow Indicator* (FI), berfungsi menunjukkan laju suatu aliran dalam suatu peralatan.
 3. *Flow Controller* (FC), berfungsi mengendalikan laju aliran dalam peralatan.
 4. *Flow Recorder* (FR), berfungsi mencatat debit aliran dalam alat secara terus menerus.
 5. *Flow Recorder Control* (FRC), berfungsi untuk mencatat dan mengendalikan debit aliran cairan secara terus-menerus.
 - Pengatur tinggi cairan
 1. *Level Indicator* (LI,) berfungsi menunjukkan tinggi cairan dalam suatu alat.
-



2. *Level Controller* (LC), berfungsi untuk mengendalikan tinggi cairan dalam suatu alat sehingga tidak melebihi dari batas yang ditentukan.
3. *Level Indicator Controller* (LIC) berfungsi menunjukkan dan mengendalikan serta mengendalikan tinggi cairan.

(Arindya, 2010)

VIII.3 Instrumentasi dalam Pabrik Bioetanol

Tabel VIII.1 Instrumentasi dalam Pabrik Bioetanol

Alat	Sistem Instrumentasi	Fungsi
Tangki Hidrolisa	<ul style="list-style-type: none"> • Level Indikator • Temperature Controller 	<ul style="list-style-type: none"> • Menunjukkan ketinggian dari bahan yang masuk ke dalam tangki hidrolisa • Mengontrol suhu dari tangki hidrolisa dengan mengatur flowrate dari steam yang masuk
Tangki Fermentor	<ul style="list-style-type: none"> • Temperature Controller 	<ul style="list-style-type: none"> • Mengontrol suhu dari tangki fermentor dengan mengatur flowrate dari steam yang masuk
Pompa	<ul style="list-style-type: none"> • Level Controller 	<ul style="list-style-type: none"> • Mengontrol ketinggian dari bahan yang masuk ke dalam tangki
Destilasi	<ul style="list-style-type: none"> • Temperature Controller 	<ul style="list-style-type: none"> • Mengontrol suhu dari menara destilasi dengan mengatur flowrate dari steam yang masuk
Tangki Penampungan	<ul style="list-style-type: none"> • Level Controller 	<ul style="list-style-type: none"> • Mengontrol ketinggian dari bahan yang masuk ke dalam tangki

BAB IX

PENGOLAHAN LIMBAH INDUSTRI KIMIA

Semua kegiatan industri mempunyai potensi untuk menimbulkan dampak terhadap lingkungan. Suatu kenyataan bahwa dalam proses produksi industri juga menghasilkan limbah. Limbah bioetanol yang dihasilkan banyak mengandung zat organik dan memiliki beban polusi yang cukup tinggi, apabila tidak dikelola akan menyebabkan terjadinya pencemaran lingkungan. Unit pengolahan limbah merupakan salah satu bagian yang diperlukan untuk meminimalisir limbah yang dihasilkan dari pabrik bioetanol. Selain itu limbah yang dihasilkan juga dapat dimanfaatkan sebagai *by product* atau produk samping yang masih mempunyai nilai ekonomi sehingga diharapkan pabrik ini *zero waste*.

Sistem pengolahan limbah pabrik bioetanol terdiri dari tiga tahap, yaitu :

1. Chemical Preparation

Dalam proses pengolahan limbah diperlukan bahan pendukung yang berguna dalam menaikkan pH dan menjernihkan air limbah. Bahan pendukung ini berfungsi untuk membantu air limbah yang terbuang dapat dimanfaatkan kembali ataupun dialirkan ke laut dengan persyaratan yang sudah sesuai dengan baku mutu air bersih.

Bahan kimia yang digunakan, yaitu :

a. Ca(OH)_2

Ca(OH)_2 digunakan dalam menaikkan pH pada air limbah yang dihasilkan, dimana pH air limbah yang dihasilkan mempunyai pH asam sekitar 1-2 kemudian dinaikkan menjadi pH 6-8.

b. Flokulan

Flokulan digunakan untuk pembentukan flok untuk membantu proses pengendapan.

c. $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$

$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ digunakan untuk menjernihkan kembali air



limbah yang telah dipisahkan dari flok yang terbentuk.

2. *Primary Section*

Unit ini berfungsi untuk menurunkan pH, dan penjenihan pada air limbah. Pada unit ini limbah yang dihasilkan, dialirkan ke dalam tangki, kemudian ditambahkan larutan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ guna untuk menurunkan pH pada air limbah dimana air limbah tersebut memiliki pH asam. Selanjutnya campuran air limbah dengan larutan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ tersebut *overflow* ke tangki yang berbeda untuk ditambahkan larutan polimer yang berfungsi untuk membentuk flok-flok didalam campuran. Setelah itu *overflow* ke *clarifier* yang berfungsi untuk memisahkan antara solid atau flok-flok yang terbentuk dengan *liquid*-nya dengan proses sedimentasi. *Liquid* yang dihasilkan kemudian *overflow* ke tangki penampungan untuk di alirkan ke tahap yang selanjutnya.

3. *Secondary Section*

Unit ini berfungsi untuk menurunkan pH akibat penambahan $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$, dan penjenihan pada air dari tahap *primary section*. Pada tahap ini air dari *primary section* dikirim ke tangki pengaduk untuk ditambahkan larutan $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ yang berguna untuk menjernihkan air yang telah terpisah dari padatan pada proses yang sebelumnya serta ditambahkan larutan NaOH yang berfungsi untuk menaikkan pH akibat dari penurunan pH yang disebabkan adanya penambahan larutan $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$. Selanjutnya air tersebut *overflow* ke tangki penampung.



IX.1 Sumber dan Karakteristik Limbah

1. Limbah Padat

Limbah padat berupa *cake* yang berasal dari proses filtrasi pada *Rotary Drum Filter*. *Cake* tersebut terdiri dari :

Komponen	Massa (Kg)
Karbohidrat	45496.13
Gula tereduksi	202435.70
Serat kasar	213855.15
Protein	19279.59
Dextrin	13648.84
Maltosa	42192.24
α -amylase	259.98
Glukoamylase	129.99
Biomass	10.66
<i>S.cereviceae</i>	0.81
Glukosa	302.24
Urea	2599.78
Ammonium Phospat	519.96
Antifoam	19.87
Impuritis	35857.99

2. Limbah Cair

Limbah cair pada pabrik bioetanol disebut vinasse atau stilage, berasal dari proses destilasi yang berupa bottom product. Komposisi limbah cair :

Komponen	Massa (Kg)
CH_3CHO	27.43
$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH (LK)}$	647.16



Propanol	0.25
H ₂ O (HK)	48145.71
Butanol	1.09
CH ₃ COOH	186.06
Amyl Alkohol	2.06
Isoamyl Alkohol	5.44
C ₃ H ₈ O ₃	630.85

3. Limbah Gas

Limbah gas pada pabrik bioetanol berupa gas CO₂, merupakan hasil samping reaksi fermentasi yang terjadi pada :

Tangki Seeding (R-222)

Komponen	Massa (Kg)
CO ₂	9.289482328

Tangki Fermentor (R-220)

Komponen	Massa (Kg)
CO ₂	140298.892

IX.2 Penanganan dan Pemanfaatan Limbah

Dalam industri bioetanol dari limbah nanas umumnya menghasilkan limbah berupa :

1. Limbah Padat

Limbah padat dari pabrik bioetanol bersumber dari proses pemisahan atau penyaringan *slurry* hasil fermentasi. Limbah padat yang dihasilkan adalah sludge. Sludge ini dapat dimanfaatkan kembali untuk dijadikan pupuk dan tambahan pakan ternak, sehingga tidak memerlukan *pre-treatment* khusus untuk limbah padat tersebut.

2. Limbah Cair

Limbah cair dari pabrik bioetanol bersumber pada proses destilasi yakni bottom produk berupa glukosa, antifoam, dextrin, asam asetat dan C₃H₈O₃.



Bottom produk ini bisa dimanfaatkan dengan cara dipisahkan dan dimurnikan agar senyawa ini dapat di *reuse*.

3. Limbah Gas

Limbah gas dari pabrik bioetanol ini berupa gas CO_2 yang dapat ditangkap dan diolah menjadi produk samping yang mempunyai nilai ekonomi yang cukup tinggi. Gas CO_2 dapat ditangkap sekitar 70-75% dan diolah menjadi CO_2 cair atau es kering.

IX.3 Dampak yang Ditimbulkan dari Limbah

- Penyumbatan

Penyumbatan pipa, *nozzle wire*, dan *felt* yang biasanya terjadi akibat meningkatnya sistem daur ulang dari air bekas. Biasanya masalah ini dapat dihindari dengan menghilangkan kandungan air yang akan didaur ulang.

- Kerak

Kerak merupakan hasil gabungan dari anion karbonat dan sulfat dengan kation Ca, Mg, Fe, dan Ba. Sebagian kerak umumnya hasil dari deposit CaCO_3 . Salah satu cara untuk mengontrol kerak adalah lewat kontrol batas kesadahan air dalam sistem dengan cara membatasi kadar kation. Air yang mengandung senyawa besi dengan mangan dapat menolong pertumbuhan bakteri besi dan mangan sebagai kontribusi terbentuknya deposit.

- Korosi

Korosi adalah kerusakan logam karena peristiwa elektrokimia atau aktivitas bakteri. Laju korosi dipengaruhi oleh interaksi kompleks dari banyaknya padatan terlarut seperti klorida dan sulfat, kesadahan, alkalinitas, keasaman, suhu, dan konsentrasi. Banyak faktor yang mempengaruhi korosi membuat permasalahan menjadi sulit dan kompleks untuk mengontrolnya. Sebagian besar pabrik mengatasi masalah korosi ini dengan menggunakan bahan *stainless steel* atau *fiberglass*.



Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB X

KESIMPULAN

Dari hasil perhitungan dan perencanaan “Pabrik Bioetanol dari Limbah Nanas dengan Molecular Sieve”, dapat diperoleh kesimpulan sebagai berikut :

1. Rencana Operasi

Pabrik ini direncanakan beroperasi secara kontinu selama 330 hari/tahun, 24 jam/hari.

2. Kapasitas produksi

Kapasitas produksi pabrik Bioetanol ini sebesar 120.126,68 kg/hari.

3. Bahan baku dan bahan pendukung

Bahan baku :

- Bahan baku utama pabrik ini adalah limbah nanas.

- Bahan baku pendukung pabrik ini adalah *Saccharomyces cerevisiae*, Enzim α -amilase, Enzim Glukoamilase, Urea ($\text{CO}(\text{NH}_2)_2$), Ammonium Phospat, Antifoam (*Turkey Red Oil*), Molasses dan Ammonium Sulfat.

4. Utilitas

Air sanitasi : 4,083 m³/jam

Air pendingin : 635,84 m³/jam

Air umpan boiler : 8.611.941,2 m³/jam

Air proses : 506,42 m³/jam

Air make up : 1.722.388 m³/jam

5. Limbah

Limbah padat sludge (cake) : diolah menjadi pupuk organik, tambahan pakan ternak dan bahan bakar boiler

Limbah cair vinasse/stillage : diolah kembali untuk digunakan kembali (reuse)

Limbah gas CO₂ : dry ice, bahan alat pemadam kebakaran

6. Produk yang dihasilkan pabrik ini adalah dengan kadar bioetanol 99,5% dengan yield 0,3%



7. Pendirian pabrik bioetanol ini kurang tepat untuk berdiri sendiri dan akan lebih baik jika dijadikan sebagai unit dari pengolahan pabrik pengalengan nanas secara langsung dalam memanfaatkan kembali limbah nanas yang ada pabrik pengalengan dan atau dari daerah sekitar Lampung. Hal tersebut bila ditinjau dari segi ekonomi kurang memberikan keuntungan karena kebutuhan bahan utama sangat besar sedangkan produk yang dihasilkan sedikit.

DAFTAR NOTASI

No	Notasi	Keterangan	Satuan
1	m	massa	kg
2	BM	Berat molekul	g/gmol
3	T	Suhu	°C/°F/K
4	cp	Heat Capacity	kkal/kg°C
5	ΔH_f	Enthalpy pembentukan	kkal/kmol
6	ΔH_f	Enthalpy product	kkal
7	H	Enthalpy	kkal
8	H _v	Enthalpy vapor	kkal/kg
9	H _l	Enthalpy liquid	kkal/kg
10	Q	Panas	kkal
11	ρ	Densitas	gram/cm ³
12	η	Efisiensi	%
13	μ	Viskositas	cP
14	D	Diameter	in
15	H	Tinggi	in
16	P	Tekanan	atm
17	R	Jari-jari	in
18	T _s	Tebal tangki	in
19	c	Faktor Korosi	-
20	E	Efisiensi sambungan	-
21	Th	Tebal head	in
22	ΣF	Total friksi	-
23	H _c	Sudden contraction	ft.lbf/lbm
24	F _f	Friction loss	ft.lbf/lbm
25	h _{ex}	Sudden expansion	ft.lbf/lbm
26	G _c	Gravitasi	lbm.ft/lbf.s ²
27	A	Luas perpindahan panas	ft ²
28	A	Area aliran	ft ²
29	B	Baffle spacing	in
30	f	Faktor friksi	ft ² /in ²
31	G	Massa velocity	lb/(hr)(ft ²)

32	h_{ex}	Sudden expansion	ft.lbf/lbm
33	gc	Gravitasi	lbm.ft/lbf.s ²
34	A	Luas perpindahan panas	ft ²
35	a	Area aliran	ft ²
36	B	Baffle spacing	in
37	F	Faktor friksi	ft ² /in ²
38	G	Massa velocity	lb/(hr)(ft ²)
39	k	Thermal conductivity	Btu/(hr)(ft ²)(°F/ft)
40	qf	Debit fluida	cuft/s
41	L	Panjang shell course	in
42	n	Jumlah course	-

DAFTAR PUSTAKA

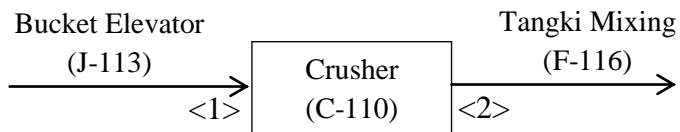
- Adriani, R. D. (2013). Pemanfaatan Limbah Buah Nanas sebagai Media Pertumbuhan *Xanthophyllomyces dendrorhous* Untuk Produksi Lipid. *Jurnal Teknologi Pertanian*.
- BPS. (2016). *Produksi, Impor, Ekspor Bioetanol di Indonesia*. Surabaya: Badan Pusat Statistik.
- Brownell, L. Lloyd. E. (1959). *Equipment Design*. London. John Wiley & Sons, Inc.
- Dunn, William. C. (1976). *Fundamental of Industrial Instrumentation and Process Control*. Mexico.
- ESDM. (2015). *Statistik EBTk 2015*. Jakarta: Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral.
- Faith. (1975). *Industrial Chemical Fourth Edition*. USA: Wiley & Sons.
- FAO. (2004). *Pineapple Post Harvest Compendium*. Jakarta: FAO.
- Geankoplis, J. Christie. D. (1991). *Transport Processes and Unit Operations*. University of Minnesota. USA.
- Hugot, E. (1986). *Hand Book of Cane Sugar Engineer*. Netherland: Elsevier Science.
- Kemenperin. (2016). *Produksi, Impor, Ekspor Bioetanol di Indonesia*. Jakarta: Kementerian Perindustrian.
- Kern, D. Q. (1983). *Process Heat Transfer*. Japan. McGraw-Hill Book Co.
- Lee, S. (1996). *Handbook of Alternative Fuel Technologies*. USA: Taylor & Francis.
- Lobo, M. G. (2017). *Handbook of Pineapple Technology*. USA: John Wiley & Sons.
- Othmer, K. (1992). *Encyclopedia of Chemical Technology 5th edition*. New York: Wiley.
- Pariente, S. (2007). *Catalysis for Renewable*. Weinheim: Wiley-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA.

- Perry. Robert. H. (1997). *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. Kanada. McGraw-Hill Book Co.
- Pusdatin.(2015). *Outlook Nanas*. Jakarta: Pusat Data dan Sistem Informasi Pertanian.
- Rein, P. (2007). *Cane Sugar Engineering*. USA.
- Sinnott. R. K. (1976). *Coulson & Richardson's Chemical Engineering*. Departement of Chemical and Biological Process Engineering University of Wales Swansea .
- Timmerhaus. Klaus. D. (1991). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. . Singapore. McGraw-Hill Book Co.
- Ullmann's (1976). *Encyclopedia of Industrial Chemistry*.
- Ulrich, G. D. (1984). *A Guide To Chemical Engineering Process Design and Economics*. USA: John Wiley & Sons.
- Walas. Stanley. M. (1988). *Chemical Process Equipment* . USA. Butterworth-Heinemann.
- Wilson, D. (2004). Bioetanol Production from Pineapple Waste. *Journal of Food Research*.
- Yaws. L. Carl. (1997). *Handbook of Chemical Compound Data for Process Safety* . USA. Gulf Publishing Company.
- Yustina. Ita. (2013). *Pemanfaatan Buah Nanas Queen Pada Pembuatan Es Krim Sebagai Flavour Alami*. Balai Pengkajian Teknologi Pertanian (BPTP). Jawa Timur

APPENDIKS A NERACA MASSA

Kapasitas Pabrik	= 120.126,68 kg/hari
Limbah Nanas	= 489.405 ton/tahun
	= 1.483.045,455 kg/hari
Operasi	= 330 hari/tahun
Satuan massa	= kg
Basis waktu	= 1 jam

1. Crusher (C-110)



Fungsi : Untuk menumbuk limbah nanas sehingga memperluas permukaan

Asumsi : berat limbah nanas 67% berat total

Aliran masuk <1>

Limbah nanas = 1.483.045,455 kg/hari

Aliran keluar <2>

Limbah nanas

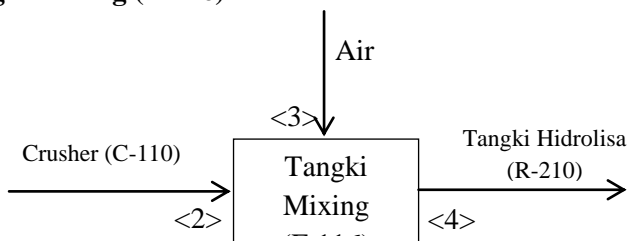
Komposisi limbah nanas

Komponen	% Berat	Komposisi
H ₂ O	53,1	787497.1364
C ₆ H ₁₀ O ₅	17,53	259977.8682
Gula tereduksi	13,65	202435.7045
Serat kasar	14,42	213855.1545
Protein	1,3	19279.59091

Neraca Massa pada Crusher

Masuk (kg)		Keluar (kg)	
Komponen	Massa(kg)	Komponen	Massa (kg)
Aliran <1>			
Limbah nanas	1483045.455	Limbah nanas	1483045.455
Total	1483045.455	Total	1483045.455

2. Tangki Mixing (F-116)



Fungsi : Untuk mengencerkan karbohidrat hingga 11,9 % Karbohidrat yang diperoleh setelah pengenceran adalah 11,9% dengan jumlah air sebanyak 65% dari komponen kering

Massa masuk

Aliran <2>

- a. H_2O = 787497 kg
- b. $\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5$ = 259977 kg
- c. Gula tereduksi = 202435 kg
- d. Serat kasar = 213855 kg
- e. Protein = 19279 kg

Aliran masuk <3>

$$\begin{aligned}
 \text{H}_2\text{O} &= ((65\%/35\%) \times \text{dry feed}) - \text{H}_2\text{O feed} \\
 &= ((65\%/35\%) \times 695548) - 787497 \\
 &= 504235 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

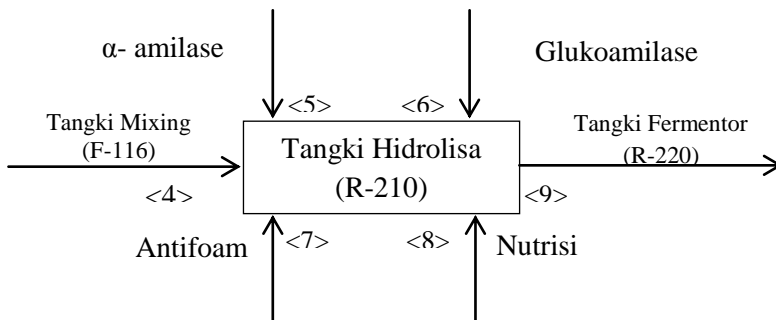
Aliran keluar <4>

- a. H_2O = 1291732 kg
- b. $\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5$ = 259977 kg
- c. Gula tereduksi = 202435 kg
- d. Serat kasar = 213855 kg
- e. Protein = 19279,59 kg

Neraca Massa pada Tangki Mixing

Masuk (kg)		Keluar (kg)	
Komponen	Massa(kg)	Komponen	Massa (kg)
Aliran <2>		Aliran <4>	
H_2O	787497.1364	H_2O	1291732.591
$\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5$	259977.8682	$\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5$	259977.8682
Gula tereduksi	202435.7045	Gula tereduksi	202435.7045
Serat kasar	213855.1545	Serat kasar	213855.1545
Protein	19279.59091	Protein	19279.59091
Aliran <3>			
H_2O	504235.4545		
Total	1987281	Total	1987281

3. Tangki Hidrolisa



Asumsi :

α-amilase ditambahkan 0,1% dari karbohidrat

glukoamilase ditambahkan 0,05% dari karbohidrat

nutrisi yang ditambahkan :

urea = 1% dari karbohidrat

ammonium phospat = 0,2% dari karbohidrat

antifoam ditambahkan 10 mg/kg massa media

1) Massa aliran masuk

Aliran <4>

Komponen	Masuk
H ₂ O	1291732.591
C ₆ H ₁₀ O ₅	259977.8682
Gula tereduksi	202435.7045
Serat kasar	213855.1545
Protein	19279.59091
Total	1987280.909

Aliran <5>

α-amilase yang ditambahkan

$$= 0,1 \% \times \text{karbohidrat}$$

$$= 0,1 \% \times 259977$$

$$= 259,977 \text{ kg}$$

Aliran <6>

$$\begin{aligned}\text{Glukoamilase yang ditambahkan} &= 0,05\% \times \text{dari karbohidrat} \\ &= 0,05\% \times 259977 \\ &= 129,98 \text{ kg}\end{aligned}$$

Aliran <7>

$$\begin{aligned}\text{Antifoam yang ditambahkan} &= 10 \text{ mg/kg} \times \text{media} \\ &= 10 \times 1987280 \\ &= 19,8728 \text{ kg}\end{aligned}$$

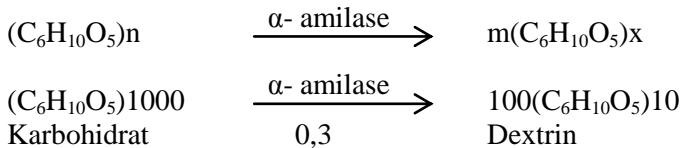
Aliran <8>

$$\begin{aligned}\text{Nutrisi :} \quad \text{Urea} &= 1\% \times \text{karbohidrat} \\ &= 1\% \times 259977 \\ &= 2599,77 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Ammonium phospat} &= 0,2\% \times \text{karbohidrat} \\ &= 519,955\end{aligned}$$

Pada tahap liquifikasi terjadi reaksi

Reaksi 1



Asumsi :

$$n = 1000$$

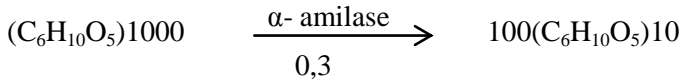
$$m = 100$$

$$x = 10$$

konversi penguraian karbohidrat menjadi dextrin oleh α -amilase = 30%

$$\text{BM } (\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)1000 = 162000 \text{ kg/mol}$$

$$\text{BM } (\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)10 = 1620 \text{ kg/kmol}$$



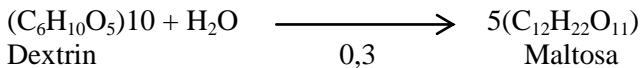
$$\begin{aligned}(C_6H_{10}O_5)1000 \text{ masuk} &= \frac{259977\text{kg}}{16200 \text{ kg/kmol}} \\ &= 1,6048 \text{ kmol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}(C_6H_{10}O_5)1000 \text{ bereaksi} &= 0,3 \times 1,6048 \text{ kmol} \\ &= 0,481 \text{ kmol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}(C_6H_{10}O_5)1000 \text{ yang tersisa} &= 1,6048 - 0,481 \\ &= 1,1233 \text{ kmol} \\ &= 1,1233 \times 162000 \\ &= 181984,50 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}100(C_6H_{10}O_5)10 \text{ yang terbentuk} &= 100/1 \times 0,481 \text{ kmol} \\ &= 48,144 \text{ kmol} \\ &= 48,144 \times 1620 \\ &= 77993 \text{ kg}\end{aligned}$$

Reaksi II



$$\begin{aligned}(C_6H_{10}O_5)10 \text{ masuk} &= \frac{77993\text{kg}}{1620 \text{ kg/kmol}} \\ &= 48,144\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}(C_6H_{10}O_5)10 \text{ bereaksi} &= 0,3 \times 48,144 \\ &= 14,44\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}(C_6H_{10}O_5)10 \text{ tersisa} &= 48,144 - 14,44 \\ &= 33,7008 \text{ kmol} \\ &= 33,7008 \times 1620 \\ &= 54595,35 \text{ kg}\end{aligned}$$

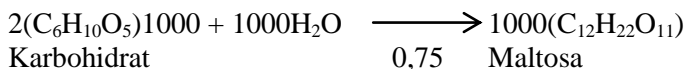
$$\begin{aligned}\text{H}_2\text{O mula-mula} &= \frac{1291732,59 \text{ kg}}{18 \text{ kg/mol}} \\ &= 71762,92 \text{ kmol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{H}_2\text{O bereaksi} &= (5/1) \times 14,44 \\ &= 72,2160 \text{ kmol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{H}_2\text{O tersisa} &= 71762,92 - 72,2160 \\ &= 71690,70 \text{ kmol} \\ &= 71690,70 \times 18 \\ &= 1290432,7 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}5(\text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11}) \text{ terbentuk} &= (5/1) \times 14,443 \\ &= 72,216 \text{ kmol} \\ &= 24697,89 \text{ kg}\end{aligned}$$

Pada tahap sakarifikasi terjadi reaksi :
Reaksi 1



$$\begin{aligned}\text{Massa } (\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)1000 \text{ mula-mula} &= \text{Massa } (\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)1000\text{sisaliquifikasi} \\ &= 181984,508 \text{ kg} \\ &= \frac{181984,508 \text{ kg}}{162000 \text{ kg/kmol}} \\ &= 1,1233 \text{ kmol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}(\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)1000 \text{ yang bereaksi} &= 0,75 \times 1,1233 \\ &= 0,8425 \text{ kmol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}(\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)1000 \text{ yang tersisa} &= 1,1233 - 0,8425 \\ &= 0,2808 \text{ kmol} \\ &= 0,2808 \times 162000 \\ &= 45496,12 \text{ kg}\end{aligned}$$

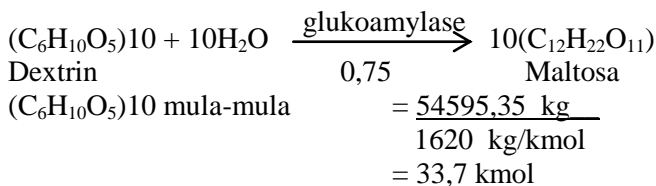
$$\begin{aligned}
 \text{H}_2\text{O mula-mula} &= \text{massa H}_2\text{O sisa liquifikasi} \\
 &= \frac{1291732,59 \text{ kg}}{18 \text{ kg/mol}} \\
 &= 71762,92 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{H}_2\text{O yang bereaksi} &= (1000/2) \times 0,84252 \\
 &= 421,26043 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{H}_2\text{O yang tersisa} &= 71762,92 - 421,26043 \\
 &= 71341,66 \text{ kmol} \\
 &= 71341,66 \times 18 \\
 &= 1284149,9 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa (C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11}) \text{ yang terbentuk} &= (1000/2) \times 0,8452 \\
 &= 421,26 \text{ kmol} \\
 &= 421,26 \times 342 \\
 &= 144071,06 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Reaksi II



$$\begin{aligned}
 (\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_{10} \text{ bereaksi} &= 0,75 \times 33,7 \\
 &= 25,275 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

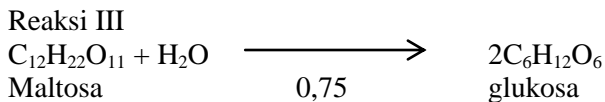
$$\begin{aligned}
 (\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_{10} \text{ tersisa} &= 33,7 - 25,275 \\
 &= 8,425 \text{ kmol} \\
 &= 8,425 \times 1620 \\
 &= 13648,83 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{H}_2\text{O mula-mula} &= \frac{1284149,9 \text{ kg}}{18 \text{ kg/mol}} \\ &= 71341,66 \text{ kmol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{H}_2\text{O bereaksi} &= 10 \times 71341,66 \\ &= 252,756 \text{ kmol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{H}_2\text{O tersisa} &= 71341,66 - 252,756 \\ &= 71088,90 \text{ kmol} \\ &= 71088,90 \times 18 \\ &= 1279600,29 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}5(\text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11}) \text{ terbentuk} &= (10/1) \times 25,2756 \\ &= 252,7562 \text{ kmol} \\ &= 45496,12 \text{ kg}\end{aligned}$$



$$\begin{aligned}\text{Massa maltosa mula-mula} &= 24697,89 + 144071,06 \\ &= 168768,96 \text{ kg} \\ &= 168768,96/342 \\ &= 493,47 \text{ kmol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11} \text{ yang bereaksi} &= 0,75 \times 493,47 \\ &= 370,107\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11} \text{ yang tersisa} &= 493,47 - 370,107 \\ &= 123,369 \text{ kmol} \\ &= 123,369 \times 342 \\ &= 42192,24\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{H}_2\text{O mula-mula} &= \frac{12796600,29 \text{ kg}}{18 \text{ kg/mol}} \\ &= 71088,90 \text{ kmol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{H}_2\text{O bereaksi} &= 1 \times 370,10 \\ &= 370,10 \text{ kmol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{H}_2\text{O tersisa} &= 71088,90 - 370,10 \\ &= 70718,79 \text{ kmol} \\ &= 70718,79 \times 18 \\ &= 1272938,35 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Massa (C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6\text{) terbentuk} &= 2 \times 370,10 \\ &= 740,21 \text{ kmol} \\ &= 133238,65 \text{ kg}\end{aligned}$$

Aliran massa keluar

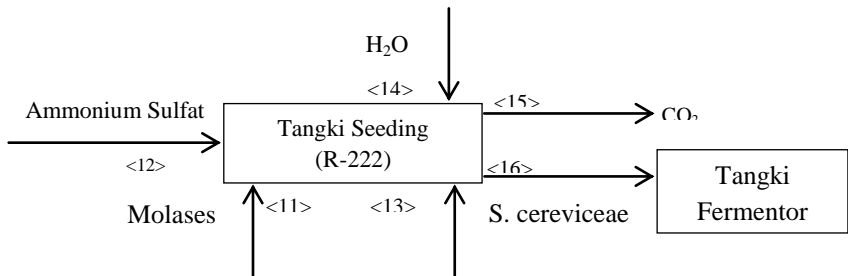
Aliran <9>

a. H_2O	= 1272938 kg
b. $\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5$	= 45496 kg
c. Gula tereduksi	= 202435 kg
d. Serat kasar	= 213855 kg
e. Protein	= 19279 kg
f. Dextrin	= 13648 kg
g. Maltosa	= 42192 kg
h. α -amilase	= 259,97 kg
i. Glukoamylase	= 129,98 kg
j. Antifoam	= 19,872 kg
k. Glukosa	= 178734kg
l. Urea	= 2599,77kg
m. Ammonium phospat	= 519,95 kg

Neraca Massa pada Tangki Hidrolisa

Masuk (kg)		Keluar (kg)	
Komponen	Massa(kg)	Komponen	Massa (kg)
Aliran <4>		Aliran <9>	
H ₂ O	1291732.591	H ₂ O	1272938.358
C ₆ H ₁₀ O ₅	259977.8682	C ₆ H ₁₀ O ₅	45496.12693
Gula tereduksi	202435.7045	Gula tereduksi	202435.7045
Serat kasar	213855.1545	Serat kasar	213855.1545
Protein	19279.59091	Protein	19279.59091
Aliran <5>		Dextrin	13648.83808
α- amilase	259.9778682	Maltosa	42192.24152
Aliran <6>		α- amilase	259.9778682
Glukoamylase	129.9889341	Glukoamylase	129.9889341
Aliran <7>		Antifoam	19.87280909
Antifoam	19.87280909	Glukosa	178734.7844
Aliran <8>		Urea	2599.778682
Urea	2599.778682	Ammonium phospat	519.9557364
Ammonium phospat	519.9557364		
Total	1992110.37	Total	1992110.372

4. Tangki Seeding



Aliran massa masuk

Aliran <11>

$$\begin{aligned}
 \text{Molases} &= 10\% \text{ dari media} \\
 &= 10\% \times 1992110.372 \text{ kg} \\
 &= 199211 / 0,789 = 252485,4 \text{ L} \\
 &= 252485,4 / 1000 = 252,48 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Komponen dalam molase

$$\begin{aligned}
 \text{Gula} &= 62\% \\
 &= 62\% \times 1992110.372 \text{ kg} \\
 &= 123510,8431 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Air} &= 20\% \\
 &= 20\% \times 1992110.372 \text{ kg} \\
 &= 39842,2 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Impuritis} &= 18\% \\
 &= 18\% \times 1992110.372 \text{ kg} \\
 &= 35857 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Aliran <12>

$$\begin{aligned}
 \text{Ammonium Sulfat} &= 0,01\% \times 519,955 \\
 &= 0,051
 \end{aligned}$$

Aliran <13>

Asumsi :

$$\begin{aligned}\text{Saccaromyces cereviceae} &= 0,8 \times \text{volume molase} \\ &= 0,8 \times 252,48 \\ &= 201,98 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Asumsi :

$$\begin{aligned}\rho \text{ s.cereviceae} &= 0,004 \text{ kg/m}^3 \\ \text{massa s.cereviceae} &= 0,004 \times 201,98 \\ &= 0,807 \text{ kg}\end{aligned}$$

Perhitungan biomassa

$$\begin{aligned}\text{Volume media} &= 252,48 \text{ L} \\ \text{BM biomassa} &= 23,44 \text{ kg / mol} \\ \rho \text{ biomassa} &= 2,35 \text{ kg/L}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan biomassa} &= \frac{4\text{kg yeast kering}}{1000\text{L media}} \\ &= 4 \times \text{volume media} \\ &= 1009,9 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume biomassa} &= 429,52 \text{ L} \\ &= 429,52/1000 \\ &= 0,429 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Monod equation

$$\begin{aligned}\mu &= \mu(m) \times (S / (K_s + S)) \\ &= 0,55 \times (70/(0,025+70)) \\ &= 0,549\end{aligned}$$

Menghitung kecepatan tumbuh bakteri (Rv)

$$\begin{aligned}X_{v_0} &= \text{konsentrasi bakteri mula-mula} \\ &= 0,807/252,48 \\ &= 0,0032 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

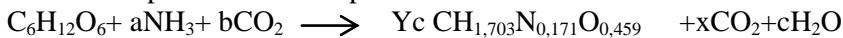
$$\begin{aligned}R_v &= \text{kecepatan pertumbuhan bakteri} \\ &= 0,055 \times 0,0032 \\ &= 0,00175 \text{ kg/m}^3 \text{ jam}\end{aligned}$$

Pertumbuhan bakteri dilakukan 24 jam

$$\begin{aligned}Xv_t &= 24 \times Rv \\&= 24 \times 0,00175 \\&= 0,0422 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Biomassa akhir} &= Xv_t \times \text{volume total} \\&= 0,0422 \times 252,48 \\&= 10,661 \text{ kg biomassa}\end{aligned}$$

Reaksi dari pertumbuhan sel pada kondisi aerob



Dari data yang ada maka akan didapatkan koefisien reaksi sebagai berikut :

$$\begin{array}{rclcl}Yc & = & 1 & c & = & 5,405 \\a & = & 0,171 & x & = & 5 \\b & = & 4,932 & & & \end{array}$$

$$\begin{aligned}\text{Biomassa akhir} &= 10,661/252,48 \\&= 0,0422 \text{ kmol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Gula terkonsumsi} &= 1/1 \times 0,0422 \\&= 0,0422 \text{ kmol} \\&= 0,0422 \times 180 \\&= 7,6 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan oksigen dari reaksi} &= 4,932/1 \times 0,0422 \\&= 0,208 \text{ kmol} \\&= 0,208 \times 32 \\&= 6,66 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Massa } CH_{1,8}O_{0,5}N_{0,17} \text{ yang terbentuk} &= 0,0422 \text{ kmol} \\&= 0,0422 \times 24,18 \\&= 1,02 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}CO_2 \text{ yang terbentuk} &= 5/1 \times 0,0422 \\&= 0,211 \text{ kmol} \\&= 0,211 \times 44 \\&= 9,289 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa H}_2\text{O} &= 5,405/1 \times 0,0422 \\
 &= 0,228 \text{ kmol} \\
 &= 0,228 \times 18 \\
 &= 4,108 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{NH}_3 \text{ yang dibutuhkan} &= 0,0171/1 \times 0,0422 \text{ kmol} \\
 &= 0,0072 \text{ kmol} \\
 &= 0,0072 \times 17 \\
 &= 0,1227 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Asumsi :

Tidak ada reaksi samping

Aliran <14>

Asumsi :

$$\begin{aligned}
 \text{Massa udara masuk} &= \text{massa N}_2 + \text{massa O}_2 \text{ yg dibutuhkan} \\
 &= 0,4589 + 6,6641 \\
 &= 7,123 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Aliran massa keluar

Aliran <15>

Komponen		Keluar
CO ₂	=	9,28
Udara	=	0,45
Total	=	9,748

Aliran <16>

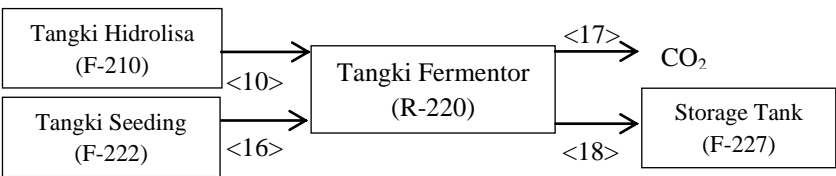
Komponen		Keluar
Gula	=	123503
Impuritis	=	35857
H ₂ O	=	39846
Biomassa	=	10,661
S.cereviceae	=	0,807
Total	=	199219

Neraca massa pada tangki seeding

Masuk (kg)		Keluar (kg)	
Komponen	Massa(kg)	Komponen	Massa (kg)
Aliran <11>		Aliran <15>	
C ₆ H ₁₂ O ₆	123510.8431	Udara	0.458901
H ₂ O	39842.20746	CO ₂	9.289482328
Impuritis	35857.98672	Aliran <16>	
Aliran <12>		Gula	123503.2426
Ammonium sulfat	0.051995574	Impuritis	35857.98672
Aliran <13>		H ₂ O	39846.31552
S. cereviceae	0.80795351	Biomassa	10.66117877
Aliran <14>		S. cereviceae	0.80795351
Udara	7.123006722		
Total	199228.7624	Total	199228.7624

5. Tangki Fermentor

Basis 1 hari



Fungsi : untuk mengkoversi glukosa menjadi ethanol

Aliran massa masuk

Aliran <16>

Komponen	Massa <kg>
Gula	= 123503
Impuritis	= 35857
H ₂ O	= 39846

Biomassa = 10,661
 S.cereviceae = 0,807

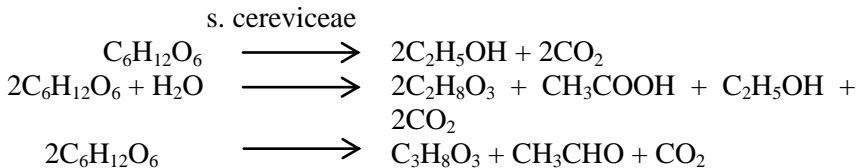
Aliran <10>

Komponen	Masuk <kg>	Fraksi	Specific Gravity	Fraksi x s.g
H ₂ O	1272938	0.638989	1	0.63898987
C ₆ H ₁₀ O ₅	45496.12	0.022838	1,53	0.03494238
Gula tereduksi	202435.7	0.101618	1,54	0.15649283
Serat kasar	213855.1	0.107351	1,526	0.16381771
Protein	19279.59	0.009677	0,35	0.00338729
Dextrin	13648.83	0.006851	1,038	0.00711118
Maltosa	42192.24	0.021179	1,54	0.03261669
α-amilase	259.9778	0.000130	1	0.0001305
Glukoamylase	129.9889	6.52E-05	1	6.5252E-05
Antifoam	19.87280	9.97E-06	1,015	1.0125E-05
Glukosa	178734.7	0.08972	1,544	0.13852973
Urea	2599.778	0.00130	0,943	0.00123065
Ammonium phospat	519.9557	0.000261	0,813	0.0002122
Total	1992110	1		1.17753704

ρ larutan = (fraksi x s.g) x ρ air
 = 1,177 x 1000 kg/m³
 = 1177 kg/m³

Volumen larutan = m/ρ
 = $\frac{1992110 \text{ kg}}{1177 \text{ kg/m}^3}$
 = 36,49 m³

Reaksi



Untuk reaksi (a)

Asumsi :

$$\begin{array}{lcl}
 \text{Konversi glukosa menjadi ethanol} & = & 90\% \text{ mol} \\
 \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ total (yang tersedia)} & = & \frac{302238,03 \text{ kg}}{180 \text{ kg/mol}} \\
 & = & 1679,1 \text{ kmol}
 \end{array}$$

$$\begin{array}{lcl}
 \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ bereaksi} & = & 0,9 \times 1679,1 \\
 & = & 1511,19 \text{ kmol} \\
 & = & 1511,19 \times 180 \\
 & = & 272014,22 \text{ kg}
 \end{array}$$

$$\begin{array}{lcl}
 \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ yang tersisa} & = & 302238,03 - 272014,22 \\
 & = & 30223,8 \text{ kg}
 \end{array}$$

$$\begin{array}{lcl}
 \text{C}_2\text{H}_5\text{OH} \text{ yang terbentuk} & = & 2 \times 1511,19 \\
 & = & 3022,38 \text{ kmol} \\
 & = & 3022,38 \times 46 \\
 & = & 139029,49 \text{ kg}
 \end{array}$$

$$\begin{array}{lcl}
 \text{CO}_2 \text{ yang terbentuk} & = & 2 \times 1511,19 \\
 & = & 3022,28 \text{ kmol} \\
 & = & 3022,28 \times 44 \\
 & = & 132984,73 \text{ kg}
 \end{array}$$

Untuk reaksi (b)

Asumsi :

Konversi glukosa menjadi ethanol = 90% mol

$$\begin{aligned} \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ total (yang tersedia)} &= \frac{30223,80 \text{ kg}}{180 \text{ kg/mol}} \\ &= 167,91 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ bereaksi} &= 0,9 \times 167,91 \\ &= 151,119 \text{ kmol} \\ &= 151,119 \times 180 \\ &= 27201,42 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ yang tersisa} &= 30223,8 - 27201,42 \\ &= 3022,38 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O mula-mula} &= \text{output seeding + hidrolisis} \\ &= \frac{112784,673 \text{ kg}}{18 \text{ kg/mol}} \\ &= 72932,48 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O bereaksi} &= 0,5 \times 151,119 \\ &= 75,559 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O tersisa} &= 72932,48 - 75,559 \\ &= 72856,92 \text{ kmol} \\ &= 72856,92 \times 18 \\ &= 1311424,6 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{C}_2\text{H}_5\text{OH terbentuk} &= 0,5 \times 151,11 \text{ kmol} \\ &= 75,55 \text{ kmol} \\ &= 75,55 \times 46 \\ &= 3475,73 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{CO}_2 \text{ yang terbentuk} &= 1 \times 151,11 \\
 &= 151,11 \text{ kmol} \\
 &= 151,11 \times 44 \\
 &= 6649,23 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3 \text{ terbentuk} &= 1 \times 151,11 \\
 &= 151,11 \text{ kmol} \\
 &= 151,11 \times 92 \\
 &= 6649,23 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{CH}_3\text{COOH} \text{ terbentuk} &= 0,5 \times 151,11 \\
 &= 75,55 \text{ kmol} \\
 &= 75,55 \times 60 \\
 &= 4533,57 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Untuk reaksi (c)

Asumsi :

$$\begin{aligned}
 \text{Konversi glukosa menjadi ethanol} &= 90 \% \\
 \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ total (yang tersedia)} &= \frac{3022,32 \text{ kg}}{180 \text{ kg/mol}} \\
 &= 16,791 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ bereaksi} &= 0,52 \times 16,791 \\
 &= 15,11 \text{ kmol} \\
 &= 15,11 \times 180 \\
 &= 2720,14 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ yang tersisa} &= 3022,32 - 2720,14 \\
 &= 302,23 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3 \text{ terbentuk} &= 1 \times 15,11 \\
 &= 15,11 \text{ kmol} \\
 &= 15,11 \times 92 \\
 &= 1390 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{CH}_3\text{CHO} \text{ terbentuk} &= 1 \times 15,11 \\
 &= 15,11 \text{ kmol} \\
 &= 15,11 \times 44 \\
 &= 664,92 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{CO}_2 \text{ yang terbentuk} &= 1 \times 15,11 \\
 &= 15,11 \text{ kmol} \\
 &= 15,11 \times 44 \\
 &= 664,92 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Aliran massa keluar

Aliran <17>

$$\begin{aligned}
 \text{CO}_2 \text{ terbentuk} &= \text{dari reaksi a, b, dan c} \\
 &= 132984 + 6649,23 + 664,92 \\
 &= 140298,89 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Aliran <18>

Perhitungan fusel oil

Asumsi :

Fusel oil yang terbentuk sebesar = 3 kg/1000 kg C₂H₅OH

$$\begin{aligned}
 \text{C}_2\text{H}_5\text{OH} \text{ terbentuk} &= \text{dari reaksi a dan b} \\
 &= 139029,492 + 3475,73 \\
 &= 142505,23 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Asumsi :

$$\begin{aligned}
 \text{Fusel oil yang terbentuk} &3 : 1000 \\
 &= 3/1000 \times 142505,22 \\
 &= 427,515
 \end{aligned}$$

Fusel oil terdiri dari :

$$\begin{aligned}
 \text{Amyl alkohol} &= 0,118 \times 427,515 = 50,44 \\
 \text{Isoamil alkohol} &= 0,311 \times 427,515 = 132,95 \\
 \text{Butanol} &= 0,062 \times 427,515 = 26,50 \\
 \text{Propanol} &= 0,017 \times 427,515 = 7,267 \\
 \text{Ethanol} &= 0,195 \times 427,515 = 83,36 \\
 \text{H}_2\text{O} &= 0,297 \times 427,515 = 126,97
 \end{aligned}$$

$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$ terbentuk = dari rekasi a dan b+fusel oil
 = 142505,23 + 83,3655
 = 142588,59 kg

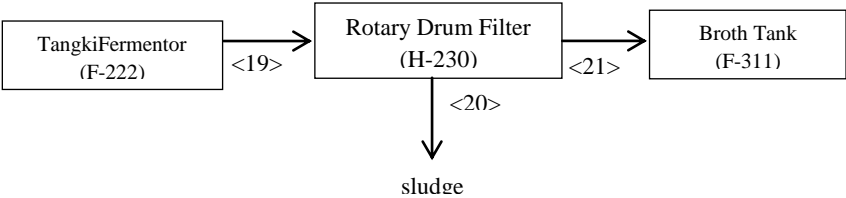
H_2O = 1311424 kg
 $\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5$ = 45496 kg
 Gula tereduksi = 202435 kg
 Serat kasar = 213855 kg
 Protein = 19279 kg
 Dextrin = 13648 kg
 Maltosa = 42192 kg
 α -amilase = 259,9 kg
 Glukoamylase = 129,9 kg
 Biomassa = 10,66 kg
 S. cereviceae = 0,81 kg
 Glukosa = 178734 kg
 Urea = 52599,7 kg
Ammonium phospat = 519,96 kg +
 Total = 2030588,21 kg

Neraca massa tangki fermentor

Masuk (kg)		Keluar (kg)	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
Aliran <16>		Aliran <17>	
Gula	123503.2426	CO_2	140298.892
Impuritis	35857.98672	Aliran <18>	
H_2O	39846.31552	Amyl alkohol	50.4468513
Biomassa	10.66117877	Isoamil alkohol	132.957379
S.cereviceae	0.80795351	Butanol	26.5059727
Aliran <10>		Propanol	7.26776672
H_2O	1272938.358	Ethanol	142588.595
$\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5$	45496.12693	$\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3$	15293.2442
Gula	202435.7045	CH_3COOH	4533.57041

tereduksi			
Serat kasar	213855.1545	Water	1311424.6
Protein	19279.59091	Karbohidrat	45496.1269
Dextrin	13648.83808	Gula tereduksi	202435.70
Maltosa	42192.24152	Serat kasar	213855.15
α -amilase	259.9778682	Protein	19279.5909
Glukoamylase	129.9889341	Dextrin	13648.84
Antifoam	19.87280909	Maltosa	42192.24
Glukosa	178734.7844	α -amilase	259.977868
Urea	2599.778682	Glukoamylase	129.988934
Ammonium phospat	519.9557364	Biomass	10.6611788
		S.cereviceae	0.80795351
		Glukosa	302.238027
		Urea	2599.77868
		Ammonium Phospat	519.955736
		CH ₃ CHO	664.923659
		Antifoam	19.8728091
		Impuritis	35857.9867
Total	2191629.93	Total	2191629.93

6. Rotary Vacum Filter



Fungsi : memisahkan ampas dan biomass menuju campuran broth

Aliran massa masuk

Aliran <19>

Amyl alkohol	=	50,45
Isoamil alcohol	=	132,96
Butanol	=	26,51
Propanol	=	7,27
Ethanol	=	142588,6
C ₃ H ₈ O ₃	=	15293,24
CH ₃ COOH	=	4533,57
H ₂ O	=	1311424,60
Karbohidrat	=	45496,13
Gula tereduksi	=	202435,70
Serat kasar	=	213855,15
Protein	=	19279,59
Dextrin	=	13648,84
Maltosa	=	42192,24
α-amilase	=	259,98
Glukoamilase	=	129,99
Biomass	=	10,66
S. cereviceae	=	0.81
Glukosa	=	302,24
Urea	=	2599,78
Ammonium Phospat	=	519,92

CH ₃ CHO	=	664,92
Antifoam	=	19,87
Impuritis	=	35857,99
Total	=	2051331,038

Aliran massa keluar

Aliran <20>

Asumsi :

Filtrat yang terikat pada sludge = 1% dari yang masuk

Amil alkohol	=	0,01 x 50,45	= 0,5
Isoamil alkohol	=	0,01 x 132,96	= 1,33
Butanol	=	0,01 x 26,51	= 0,02
Propanol	=	0,01 x 7,27	= 0,07
Ethanol	=	0,01 x 142588	= 1425.89
C ₃ H ₈ O ₃	=	0,01 x 15293	= 152,3
CH ₃ COOH	=	0,01 x 4533	= 45,34
CH ₃ CHO	=	0,01 x 664,92	= 6,65
H ₂ O	=	0,01 x 1311424	= 133114

Sludge :

Karbohidrat	=	45496,13
Gula tereduksi	=	202435,7
Serat kasar	=	213855,15
Protein	=	19279,59
Dextrin	=	13648
Maltosa	=	42192,24
α-amilase	=	259,98
Glukoamilase	=	129,99
Biomass	=	10,66
S. cereviceae	=	0,81
Glukosa	=	302,24
Urea	=	2599,79
Ammonium Phospat	=	519,96
Antifoam	=	19,87
Impuritis	=	35857,99

Aliran <21>

C_2H_5OH	=	0,99 x 142588,6	= 141162,71
Amil alkohol	=	0,99 x 50,45	= 49,94
Isoamil alkoho l	=	0,99 x 132,96	= 131,63
Butanol	=	0,99 x 26,51	= 26,24
Propanol	=	0,99 x 7,27	= 7,20
$C_3H_8O_3$	=	0,99 x 15293	= 15140,31
CH_3COOH	=	0,99 x 4533	= 4488,23
CH_3CHO	=	0,99 x 664,9	= 658,27
H_2O	=	0,99 x 1311424	= 1298310,36

Neraca Massa pada Rotary Drum Filter

Masuk (kg)		Keluar (kg)	
Komponen	Massa (kg)	Sludge	Filtrat
aliran <19>		aliran <20>	aliran <21>
Amyl alkohol	50.45	0.50	49.94
Isoamil alkohol	132.96	1.33	131.63
Butanol	26.51	0.27	26.24
Propanol	7.27	0.07	7.20
Ethanol	142588.60	1425.89	141162.71
$C_3H_8O_3$	15293.24	152.93	15140.31
CH_3COOH	4533.57	45.34	4488.23
Water	1311424.60	13114.25	1298310.36
Karbohidrat	45496.13	45496.13	
Gula tereduksi	202435.70	202435.70	
Serat kasar	213855.15	213855.15	
Protein	19279.59	19279.59	
Dextrin	13648.84	13648.84	
α -amilase	42192.24	42192.24	

maltosa	259.98	259.98	
Glukoamylase	129.99	129.99	
Biomass	10.66	10.66	
S.cereviceae	0.81	0.81	
Glukosa	302.24	302.24	
Urea	2599.78	2599.78	
Ammonium Phospat	519.96	519.96	
CH ₃ CHO	664.92	6.65	658.27
Antifoam	19.87	19.87	
Impuritis	35857.99	35857.99	
Total	2051331.04	Total	2051331.04

7. Broth Tank



Fungsi : Tempat menampung broth fermentasi yang dihasilkan dari proses batch untuk dilanjutkan ke proses kontinyu sehingga massa masuk = massa keluar

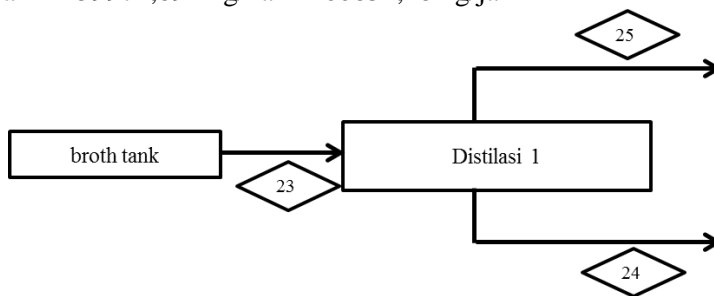
Neraca Massa pada Broth Tank

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)
	Aliran <21>	Aliran <22>
C_2H_5OH	141162.71	141162.71
Amyl alkohol	49.94	49.94
Isoamil alkohol	131.63	131.63
Butanol	26.24	26.24
Propanol	7.20	7.20
$C_3H_8O_3$	15140.31	15140.31
CH_3COOH	4488.23	4488.23
CH_3CHO	658.27	658.27
Water	1298310.36	1298310.36
Total	1459974.89	1459974.89

8. Distilasi I

Basis perhitungan = 1 jam

massa = 1459974,892 kg/hari = 60832,28 kg/jam



Fungsi : memisahkan ethanol dari impuritis sehingga didapatkan ethanol 50%

Yaws, Table 2-1 Vapor Pressure

Komponen	Boiling Point (K)	A	B	C	D	E
CH ₃ CHO	283,35	87,3702	-3682,20	-31,548	0,0201140000	0,0000000000
C ₂ H ₅ OH (LK)	351,3	23,8442	-2864,20	-5,047	0	0,0000002736
Propanol	370,4	31,5155	-3457,00	-7,524	-0,000000000429	0,0000001303
H ₂ O (HK)	373,2	8,14019	1810,94	244,485		
Butanol	390,9	39,6673	-4001,70	-10,295	-0,0000000003	0,0000008667
CH ₃ COOH	391,1	28,3756	-2973,40	-7,032	-0,0000000015	0,00000021806
Amyl Alkohol	401,9	-130,9341	-499,54	63,932	-0,0965100000	0,0000469210
Isoamyl Alkohol	404,4	-130,9341	-499,54	63,932	-0,0965100000	0,0000469210
C ₃ H ₈ O ₃	563	-62,7929	-3658,50	34,249	-0,0519400000	0,0000228300

Antoine equation

$$\log_{10}(P) = A + B/T + C \log_{10}(T) + DT + E T^2$$

Keterangan :

A, B, C, D, E = Konstanta

P = tekanan uap komponen I (mmHg)

T = temperature (K)

for H₂O

$$\log_{10}(P) = A - (B/(C+T))$$

P = torr

1 torr = 0,99 mmHg

Dengan metode short cut

Komponen	BM	Massa (kg)	Kmol	X _{fi}
CH ₃ CHO	44	27.42810	0.62337	0.00020
C ₂ H ₅ OH (LK)	46	5881.77956	127.86477	0.04067
Propanol	60	0.29980	0.00500	0.00000
H ₂ O (HK)	18	54096.26483	3005.34805	0.95593
Butanol	74	1.09337	0.01478	0.00000
CH ₃ COOH	60	187.00978	3.11683	0.00099
Amyl Alkohol	88	2.08093	0.02365	0.00001
Isoamyl Alkohol	88	5.48449	0.06232	0.00002
C ₃ H ₈ O ₃	92	630.84632	6.85703	0.00218
			3143.9157	1

Feed

Kondisi operasi :

$P = 760 \text{ mmHg}$

$T_{\text{trial}} = 98,6 \text{ }^{\circ}\text{C} = 371,6 \text{ K}$

$K_i = P_i^{\text{sat}}/P$

$y_i = x_i \cdot K_i$

$\alpha = K_i/K_{\text{heavy key}}$

Trial suhu

Komponen	P_i	K_i	α_i
CH_3CHO	7157.6778	9.4180	9.8397
$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH (LK)}$	1592.3242	2.0952	2.1890
Propanol	784.3551	1.0320	1.0783
$\text{H}_2\text{O (HK)}$	727.4273	0.9571	1.0000
Butanol	362.4227	0.4769	0.4982
CH_3COOH	400.2432	0.5266	0.5502
Amyl Alkohol	444.3534	0.5847	0.6109
Isoamyl Alkohol	444.3534	0.5847	0.6109
$\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3$	0.1722	0.0002	0.0002

Komponen	y_i	$\alpha_i \cdot x_i$	$\log \alpha_i$
CH ₃ CHO	0.0019	0.0020	0.9930
C ₂ H ₅ OH (LK)	0.0852	0.0890	0.3402
Propanol	0.0000	0.0000	0.0327
H ₂ O (HK)	0.9150	0.9559	0.0000
Butanol	0.0000	0.0000	-0.3026
CH ₃ COOH	0.0005	0.0005	-0.2595
Amyl Alkohol	0.0000	0.0000	-0.2141
Isoamyl Alkohol	0.0000	0.0000	-0.2141
C ₃ H ₈ O ₃	0.0000	0.0000	-3.6258
Total	1.0026	1.0475	

Asumsi distribusi produk distilat dan bottom :

1. ethanol (light key) di

overhead = 0,89 feed

2. air (heavy key) di

bottom = 0,89 feed

C₂H₅OH
(LK)

n distilat = 0,89 x x_f C₂H₅OH = 0,036 kmol

n bottom = 0,11 x x_f C₂H₅OH = 0,0044 kmol

H₂O (HK)

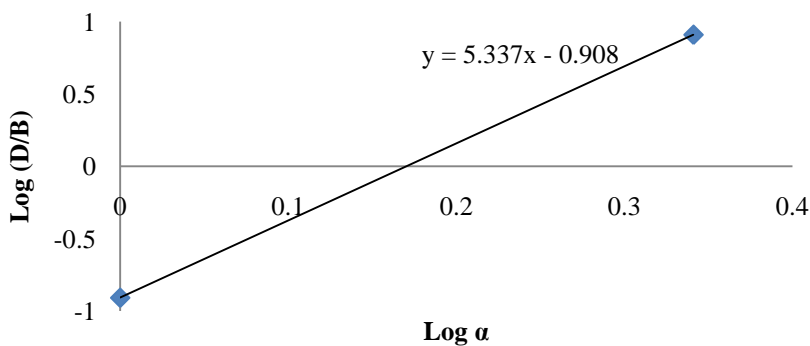
n distilat = 0,11 x x_f H₂O = 0,10534 kmol

n bottom = 0,89 x x_f H₂O = 0,8523 kmol

Komposisi	n distilat	n bottom	mol D/B	log D/B
C ₂ H ₅ OH (LK)	0.03474	0.004294	8.090909	0.9079973
H ₂ O (HK)	0.10534	0.852341	0.123595	-0.9079973

komposisi	log α	log D/B
C ₂ H ₅ OH (LK)	0,34	0,91
H ₂ O (HK)	0	-0,91

Grafik 1 distribusi komponen dalam distilat dan bottom



Untuk distribusi komponen dalam distilat (produk atas) dan bottom key (produk bawah) dengan membuat persamaan garis antara heavy key dan light key dengan absis $\log \alpha$

dan ordinat $\log (D/B)$ diperoleh persamaan sebagai berikut :

$$\log (D/B) = m \log \alpha + c$$

persamaan grafik

$$y = 5,337 x - 0,908$$

maka :

$$m = 5,337$$

$$c = -0,908$$

Distilat (D)

Perhitungan Bubble Point

$$P = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$$

$$T = 80,4^{\circ}\text{C} = 353,4 \text{ K}$$

$$\text{Kmol} = \text{kmol F} - (\text{kmol F} / (1 + (D/B)))$$

Komponen	$\log (D/B)$	D/B	kmol	Xd (mol)
CH ₃ CHO	4.3915	24634.7307	0.6233	0.0014
C ₂ H ₅ OH (LK)	0.9079	8.0886	113.7960	0.2557
Propanol	-0.7334	0.1848	0.0008	0.0000
H ₂ O (HK)	-0.9080	0.1236	330.5865	0.7429
Butanol	-2.5228	0.0030	0.0000	0.0000
CH ₃ COOH	-2.2928	0.0051	0.0158	0.0000
Amyl Alkohol	-2.0504	0.0089	0.0002	0.0000
Isoamyl Alkohol	-2.0504	0.0089	0.0005	0.0000
C ₃ H ₈ O ₃	-20.2590	0.0000	0.0000	0.0000
Total			445.0232	1.0000

Komponen	Pi	Xd (mol)	Ki	yi = Ki * xd
CH ₃ CHO	4638.9518	0.0490	6.1039	0.2989
C ₂ H ₅ OH (LK)	815.7438	0.4240	1.0733	0.4551
Propanol	378.2441	0.0000	0.4977	0.0000
H ₂ O (HK)	368.2091	0.5267	0.4845	0.2552
Butanol	165.0868	0.0000	0.2172	0.0000
CH ₃ COOH	206.4582	0.0003	0.2717	0.0001
Amyl Alkohol	209.6785	0.0000	0.2759	0.0000
Isoamyl Alkohol	209.6785	0.0000	0.2759	0.0000
C ₃ H ₈ O ₃	0.0423	0.0000	0.0001	0.0000
Total		1.0000		1.0093

Perhitungan Dew Point

P = 1 atm = 760 mmHg

T = 89°C = 362 K

Komponen	yi	Pi	Ki	xi = yi/Ki
CH ₃ CHO	0.2002	5721.4602	7.5282	0.0266
C ₂ H ₅ OH (LK)	0.2419	1129.9901	1.4868	0.1627
Propanol	0.0000	540.0152	0.7105	0.0000
H ₂ O (HK)	0.5486	512.6734	0.6746	0.8132
Butanol	0.0000	242.4118	0.3190	0.0000
CH ₃ COOH	0.0000	284.9070	0.3749	0.0001
Amyl Alkohol	0.0000	302.9752	0.3987	0.0000
Isoamyl Alkohol	0.0000	302.9752	0.3987	0.0000
C ₃ H ₈ O ₃	0.0000	0.0838	0.0001	0.0000
Total				1.0026

Bottom (B)

Perhitungan Bubble Point

P = 1 atm = 760 mmHg

T = 100,6°C = 373,6 K

Kmol = kmol F – kmol distilat

Komponen	log (D/B)	D/B	kmol	Xb (mol)	massa
CH ₃ CHO	4.3915	24634.7307	0.0000	0.0000	0.0011
C ₂ H ₅ OH (LK)	0.9079	8.0886	14.0688	0.0052	647.1633
Propanol	-0.7334	0.1848	0.0042	0.0000	0.2530
H ₂ O (HK)	-0.9080	0.1236	2674.7616	0.9911	48145.7084
Butanol	-2.5228	0.0030	0.0147	0.0000	1.0901
CH ₃ COOH	-2.2928	0.0051	3.1010	0.0011	186.0616
Amyl Alkohol	-2.0504	0.0089	0.0234	0.0000	2.0626
Isoamyl Alkohol	-2.0504	0.0089	0.0618	0.0000	5.4361
C ₃ H ₈ O ₃	-20.2590	0.0000	6.8570	0.0025	630.8463
Total			2698.8926	1.0000	49618.6225

Komponen	Pi	Xb(mol)	Ki	yi = Ki * xb
CH ₃ CHO	7490.3636	0.0000	9.8557	0.0000
C ₂ H ₅ OH (LK)	1705.8271	0.0116	2.2445	0.0261
Propanol	845.2212	0.0000	1.1121	0.0000
H ₂ O (HK)	780.5154	0.9436	1.0270	0.9691
Butanol	392.7868	0.0000	0.5168	0.0000
CH ₃ COOH	428.5647	0.0112	0.5639	0.0063
Amyl Alkohol	479.5920	0.0000	0.6310	0.0000
Isoamyl Alkohol	479.5920	0.0001	0.6310	0.0000
C ₃ H ₈ O ₃	0.1989	0.0334	0.0003	0.0000
Total		1.0000		1.0016

Perhitungan Dew Point

P = 1 atm = 760 mmHg

T = 100,3°C = 373,3 K

Komponen	Yi	Pi	Ki	xi = yi/Ki
CH ₃ CHO	0.0000	7439.6823	9.7891	0.0000
C ₂ H ₅ OH (LK)	0.0260	1688.3929	2.2216	0.0117
Propanol	0.0000	835.8526	1.0998	0.0000
H ₂ O (HK)	0.9657	772.3521	1.0163	0.9503
Butanol	0.0000	388.1025	0.5107	0.0000
CH ₃ COOH	0.0063	424.2141	0.5582	0.0113
Amyl Alkohol	0.0000	474.1681	0.6239	0.0000
Isoamyl Alkohol	0.0000	474.1681	0.6239	0.0001
C ₃ H ₈ O ₃	0.0000	0.1947	0.0003	0.0339
Total	0.9981			1.0073

Sehingga distribusi komponen Feed, distilat dan bottom adalah sebagai berikut :

Komponen	Feed		Bottom		Distilat	
	kgmol	massa (kg)	kgmol	massa (kg)	kgmol	massa (kg)
CH ₃ CHO	27	27.4281	0.0000	0.0011	0.6233	0.0000
C ₂ H ₅ OH (LK)	14.0688	5881.7796	14.0688	647.1633	113.7960	5234.6163
Propanol	0.0050	0.2998	0.0042	0.2530	0.0008	0.0000
H ₂ O (HK)	3095.3480	54096.2648	2674.7616	48145.7084	330.5865	5950.5565
Benzene	18	1.0934	0.0147	1.0901	0.0000	0.0000
25	18	187.0098	3.1010	186.0616	0.0158	0.0000
Amyl Alkohol	0.0236	2.0809	0.0234	2.0626	0.0002	0.0000
Isoamyl Alkohol	0.0231	5.4845	0.0618	5.4361	0.0005	0.0000
C ₃ H ₈ O ₃	26	630.8463	6.8570	630.8463	0.0000	0.0000
Total	3143.9158	60832.2872	2698.8926	49618.6225	17.0748	11213.6647

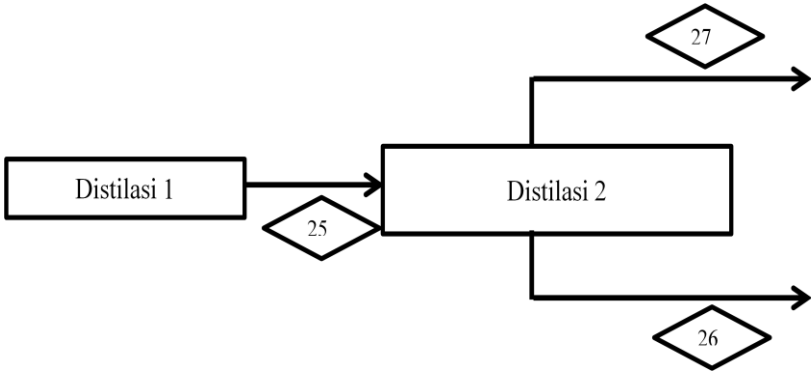
Tabel A.8.1 Neraca Massa pada Distilasi 1 (per jam)

Komponen	massa masuk (kg)	komponen	massa keluar (Kg)
feed <23>		Distilasi<25>	
CH ₃ CHO	27.43	CH ₃ CHO	0.00
C ₂ H ₅ OH (LK)	5881.78	C ₂ H ₅ OH (LK)	5234.62
Propanol	0.30	Propanol	0.00
H ₂ O (HK)	54096.26	H ₂ O (HK)	5950.56
Butanol	1.09	Butanol	0.00
CH ₃ COOH	187.01	CH ₃ COOH	0.00
Amyl Alkohol	2.08	Amyl Alkohol	0.00
Isoamyl Alkohol	5.48	Isoamyl Alkohol	0.00
C ₃ H ₈ O ₃	630.85	C ₃ H ₈ O ₃	0.00
		Total	11213.6647
		Bottom<24>	
		CH ₃ CHO	27.43
		C ₂ H ₅ OH (LK)	647.16
		Propanol	0.25
		H ₂ O (HK)	48145.71
		Butanol	1.09
		CH ₃ COOH	186.06
		Amyl Alkohol	2.06
		Isoamyl Alkohol	5.44
		C ₃ H ₈ O ₃	630.85
		Total	49618.62
Total	60832.29	Total	60832.29

Tabel A.8 Neraca Massa pada Distilasi 1 (per hari)

Komponen	Massa masuk (kg)	Komponen	Massa keluar (Kg)
feed <23>		Distilasi<25>	
CH ₃ CHO	658.27	CH ₃ CHO	0.00
C ₂ H ₅ OH (LK)	141162.71	C ₂ H ₅ OH (LK)	125630.79
Propanol	7.20	Propanol	0.00
H ₂ O (HK)	1298310.36	H ₂ O (HK)	142813.36
Butanol	26.24	Butanol	0.00
CH ₃ COOH	4488.23	CH ₃ COOH	0.00
Amyl Alkohol	49.94	Amyl Alkohol	0.00
Isoamyl Alkohol	131.63	Isoamyl Alkohol	0.00
C ₃ H ₈ O ₃	15140.31	C ₃ H ₈ O ₃	0.00
		Total	268444.15
		Bottom<24>	
		CH ₃ CHO	0.03
		C ₂ H ₅ OH (LK)	15531.92
		Propanol	6.07
		H ₂ O (HK)	1155497.00
		Butanol	26.16
		CH ₃ COOH	4465.48
		Amyl Alkohol	49.50
		Isoamyl Alkohol	130.47
		C ₃ H ₈ O ₃	15140.31
		Total	1190846.94
Total	1459291.09	Total	1459291.09

9. Distilasi II



Fungsi : memisahkan ethanol dari impuritis sehingga didapatkan ethanol 90%

Yaws, Table 2-1 Vapor Pressure

Komponen	Boiling Point (K)	A	B	C	D	E
CH ₃ CHO	283,35	87,3702	-3682,2	-31,548	0,020114	5,5341E-13
C ₂ H ₅ OH (LK)	351,3	23,8442	-2864,2	-5,0474	3,7448E-11	2,7361E-07
Propanol	370,4	31,5155	-3457	-7,5235	-4,287E-11	1,3029E-07
H ₂ O (HK)	373,2	8,14019	1810,94	244,485		
Butanol	390,9	39,6673	-4001,7	-10,295	-3,2572E-10	8,6672E-07
CH ₃ COOH	391,1	28,3756	-2973,4	-7,032	-1,5051E-09	2,1806E-06
Amyl Alkohol	401,9	-130,9341	-499,54	63,932	-0,09651	0,000046921
Isoamyl Alkohol	404,4	-130,9341	-499,54	63,932	-0,09651	0,000046921
C ₃ H ₈ O ₃	563	-62,7929	-3658,5	34,249	-0,05194	0,00002283

Antoine equation

$$\text{Log}_{10}(P) = A + B/T + C \text{Log}_{10}(T) + DT + E T^2$$

Keterangan :

- A, B, C, D, E
- = Konstanta
- P
- = tekanan uap komponen I (mmHg)
- T
- = temperature (K)

for H₂O

$$\text{log}_{10}(P) = A - (B/(C+T))$$

$P = \text{torr}$
 $1 \text{ torr} = 0,99 \text{ mmHg}$

Dengan metode short cut

Komponen	BM	Massa (kg)	Kmol	Xfi
CH ₃ CHO	44	0.00	0.00	0.000
C ₂ H ₅ OH (LK)	46	5234.62	113.80	0.256
Propanol	60	0.00	0.00	0.000
H ₂ O (HK)	18	5950.56	330.59	0.744
Butanol	74	0.00	0.00	0.000
CH ₃ COOH	60	0.00	0.00	0.000
Amyl Alkohol	88	0.00	0.00	0.000
Isoamyl Alkohol	88	0.00	0.00	0.000
C ₃ H ₈ O ₃	92	0.00	0.00	0
			444.38	1

Feed

Kondisi operasi :

$P = 760 \text{ mmHg}$

$T \text{ trial} = 90^\circ\text{C} = 363 \text{ K}$

$K_i = P_i \text{ sat}/P$

$y_i = x_i \cdot K_i$

$\alpha = K_i/K_{\text{heavy key}}$

Trial suhu

Komponen	Pi	Ki	α_i
CH ₃ CHO	5859.31	7.70961376	11.00957232
C ₂ H ₅ OH (LK)	1592.32	2.095163411	2.991959626
Propanol	784.36	1.032046172	1.473794579
H ₂ O (HK)	532.20	0.7002646	1
Butanol	362.42	0.476872001	0.680988302
CH ₃ COOH	400.24	0.526635828	0.752052622
Amyl Alkohol	444.35	0.584675561	0.834935196
Isoamyl Alkohol	444.35	0.584675561	0.834935196
C ₃ H ₈ O ₃	0.17	0.000226547	0.000323516

Komponen	yi	$\alpha_i \cdot x_i$	$\log \alpha_i$
CH ₃ CHO	0	0	1.041770449
C ₂ H ₅ OH (LK)	0.536522568	0.766171198	0.475955729
Propanol	0	0	0.168436955
H ₂ O (HK)	0.52094314	0.743923283	0
Butanol	0	0	-0.166860348
CH ₃ COOH	0	0	-0.12375177
Amyl Alkohol	0	0	-0.078347231
Isoamyl Alkohol	0	0	-0.078347231
C ₃ H ₈ O ₃	0	0	-3.490104493
Total	1.0057	1.51009	

Asumsi distribusi produk distilat dan bottom

:

1. ethanol (light key) di
overhead = 0,99 feed
2. air (heavy key) di bottom
= 0,89 feed

C₂H₅OH
(LK)

n distilat = 0,99 x x_f C₂H₅OH = 0,253 kmol
 n bottom = 0,01 x x_f C₂H₅OH = 0,0025 kmol

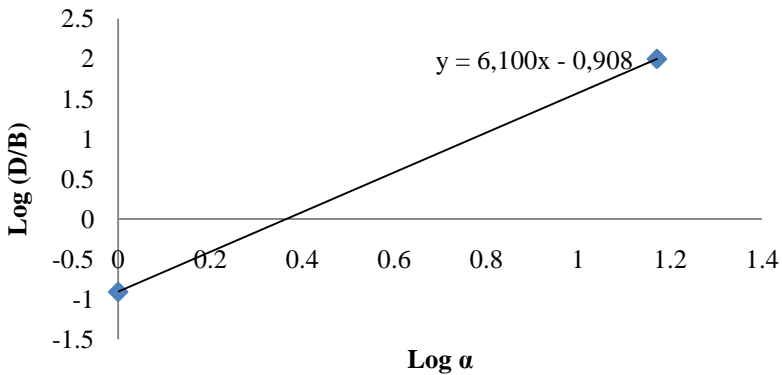
H₂O (HK)

n distilat = 0,11 x x_f H₂O = 0,0818 kmol
 n bottom = 0,89 x x_f H₂O = 0,6620 kmol

Komposisi	n distilat	n bottom	mol D/B	log D/B
C ₂ H ₅ OH (LK)	0.245040	0.002475156	99	1.995635195
H ₂ O (HK)	0.08261	0.668469259	0.123595506	0.907997321

komposisi	log α	log D/B
C ₂ H ₅ OH (LK)	0.4759	1,996
H ₂ O (HK)	0	-0,91

Grafik 2 distribusi komponen dalam distilat dan bottom



Untuk distribusi komponen dalam distilat (produk atas) dan bottom key (produk bawah) dengan membuat persamaan garis antara heavy key dan light key dengan absis log α

dan ordinat log (D/B) diperoleh persamaan sebagai berikut :

$$\text{Log (D/B)} = m \log \alpha + c$$

persamaan grafik

$$y = 6,100 x - 0.908$$

maka :

$$m = 6,100$$

$$c = -0,908$$

Distilat (D)

Perhitungan Bubble Point

$$P = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$$

$$T = 69,3 \text{ }^{\circ}\text{C} = 342,3 \text{ K}$$

$$\text{Kmol} = \text{kmol F} - (\text{kmol F} / (1 + (D/B)))$$

Komponen	log (D/B)	D/B	kmol	Xd (mol)
CH ₃ CHO	5.446799	279769.0944	0.00000	0.0000
C ₂ H ₅ OH (LK)	1.995329	98.9304	112.65725	0.7560
Propanol	0.119465	1.3166	0.00000	0.0000
H ₂ O (HK)	-0.908	0.1236	36.36431	0.2440
Butanol	-1.92584	0.0119	0.00000	0.0000
CH ₃ COOH	-1.66288	0.0217	0.00000	0.0000
Amyl Alkohol	-1.385918	0.0411	0.00000	0.0000
Isoamyl Alkohol	-1.38591	0.0411	0.00000	0.0000
C ₃ H ₈ O ₃	-22.1976	0.0000	0.00000	0.0000
Total			149.02157	1

Komponen	Pi	Xd (mol)	Ki	yi = Ki * xd
CH ₃ CHO	3487.57	0.0919	4.588907663	0.4217
C ₂ H ₅ OH (LK)	520.69	0.7976	0.685118746	0.5464
Propanol	231.11	0.0000	0.304098305	0.0000
H ₂ O (HK)	233.84	0.1101	0.307680446	0.0339
Butanol	96.94	0.0000	0.127555143	0.0000
CH ₃ COOH	132.62	0.0004	0.174503302	0.0001
Amyl Alkohol	125.48	0.0000	0.165102028	0.0000
Isoamyl Alkohol	125.48	0.0000	0.165102028	0.0000
C ₃ H ₈ O ₃	0.02	0.0000	2.16326E-05	0.0000
Total		1.00		1.0021

Perhitungan Dew Point

P = 1 atm = 760 mmHg

T = 69°C = 342 K

Komponen	yi	Pi	Ki	xi = yi/Ki
CH ₃ CHO	0.418318101	3459.9180	4.55252	0.0919
C ₂ H ₅ OH (LK)	0.539595353	514.1684	0.67654	0.7976
Propanol	1.58083E-06	227.9327	0.29991	0.0000
H ₂ O (HK)	0.033444997	230.8822	0.30379	0.1101
Butanol	3.26305E-08	95.4990	0.12566	0.0000
CH ₃ COOH	7.36006E-05	130.9868	0.17235	0.0004
Amyl Alkohol	2.11838E-07	123.6692	0.16272	0.0000
Isoamyl Alkohol	5.58319E-07	123.6692	0.16272	0.0000
C ₃ H ₈ O ₃	0	0.0160	0.00002	0.0000
Total	0.991434436			1

Bottom (B)

Perhitungan Bubble Point

P = 1 atm = 760 mmHg

T = 101°C = 374 K

Kmol = kmol F – kmol distilat

Komponen	log (D/B)	D/B	kmol	Xb (mol)	massa
CH ₃ CHO	5.44679	279769.0	0.00000	0.0000	0.00
C ₂ H ₅ OH (LK)	1.99532	98.9304	1.13875	0.0039	52.38
Propanol	0.11946	1.3166	0.00000	0.0000	0.00
H ₂ O (HK)	-0.908	0.1236	294.222	0.9961	5296.0 0
Butanol	-1.92584	0.0119	0.00000	0.0000	0.00
CH ₃ COOH	-1.66288	0.0217	0.00000	0.0000	0.00
Amyl Alkohol	-1.385918	0.0411	0.00000	0.0000	0.00
Isoamyl Alkohol	-1.38591	0.0411	0.00000	0.0000	0.00
C ₃ H ₈ O ₃	-22.1976	0.0000	0.00000	0.0000	0.00
Total			295.36091	1.0000	5348

Komponenten	Pi	Xb(mol)	Ki	yi = Ki * xb
CH ₃ CHO	7558.37	0.0000	9.9452254	0.0000
C ₂ H ₅ OH (LK)	1729.30	0.0116	2.2753960	0.0264
Propanol	857.85	0.0000	1.1287449	0.0000
H ₂ O (HK)	791.51	0.9436	1.041462	0.9828
Butanol	399.11	0.0000	0.525138	0.0000
CH ₃ COOH	434.42	0.0112	0.5716088	0.0064
Amyl Alkohol	486.90	0.0000	0.6406591	0.0000
Isoamyl Alkohol	486.90	0.0001	0.6406591	0.0000
C ₃ H ₈ O ₃	0.20	0.0334	0.0002693	0.0000
Total		1.00		1.0157

Perhitungan Dew Point

$$P = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$$

$$T = 100^{\circ}\text{C} = 373 \text{ K}$$

Komponen	Yi	Pi	Ki	xi = yi/Ki
CH ₃ CHO	0.00000	7389.2776	9.72273	0.0000
C ₂ H ₅ OH (LK)	0.02597	1671.1043	2.19882	0.0118
Propanol	0.00000	826.5691	1.08759	0.0000
H ₂ O (HK)	0.96571	764.2602	1.00561	0.9603
Butanol	0.00001	383.4645	0.50456	0.0000
CH ₃ COOH	0.00632	419.9000	0.55250	0.0114
Amyl Alkohol	0.00001	468.7934	0.61683	0.0000
Isoamyl Alkohol	0.00003	468.7934	0.61683	0.0001
C ₃ H ₈ O ₃	0.00001	0.1905	0.00025	0.0347
Total	0.99806			1.018319562

Sehingga distribusi komponen Feed, distilat dan bottom adalah sebagai berikut :

Komponen	Feed		Bottom		Distilat	
	kgmol	massa (kg)	kgmol	massa (kg)	kgmol	massa (kg)
CH ₃ CHO	0.00	0	0.00000	0.00	0.0000	0.0000
C ₂ H ₅ OH (LK)	113.80	5234.616253	1.13875	52.38	112.6573	5182.2337
Propanol	0.00	0	0.00000	0.00	0.0000	0.0000
H ₂ O (HK)	330.59	5950.556468	294.22216	5296.00	36.3643	654.5576
Butanol	0.00	0	0.00000	0.00	0.0000	0.0000
CH ₃ COOH	0.00	0	0.00000	0.00	0.0000	0.0000
Amyl Alkohol	0.00	0	0.00000	0.00	0.0000	0.0000
Isoamyl Alkohol	0.00	0	0.00000	0.00	0.0000	0.0000
C ₃ H ₈ O ₃	0.00	0	0.00000	0.00	0.0000	0.0000
Total	444.3824759	11185.17272	295.3609105	5348.38	149.0216	5836.791272

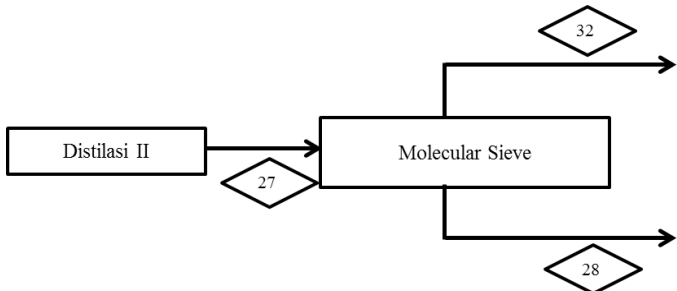
Tabel A.9.1 Neraca Massa pada Distilasi 2 (per jam)

komponen	massa masuk (kg)	komponen	massa keluar (Kg)
feed <25>		Distilasi<27>	
CH ₃ CHO	0	CH ₃ CHO	0.0000
C ₂ H ₅ OH (LK)	5234.616253	C ₂ H ₅ OH (LK)	5182.2337
Propanol	0	Propanol	0.0000
H ₂ O (HK)	5950.556468	H ₂ O (HK)	654.5576
Butanol	0	Butanol	0.0000
CH ₃ COOH	0	CH ₃ COOH	0.0000
Amyl Alkohol	0	Amyl Alkohol	0.0000
Isoamyl Alkohol	0	Isoamyl Alkohol	0.0000
C ₃ H ₈ O ₃	0	C ₃ H ₈ O ₃	0.0000
		Total	5836.7913
		Bottom<26>	
		CH ₃ CHO	0.00
		C ₂ H ₅ OH (LK)	52.38
		Propanol	0.00
		H ₂ O (HK)	5296.00
		Butanol	0.00
		CH ₃ COOH	0.00
		Amyl Alkohol	0.00
		Isoamyl Alkohol	0.00
		C ₃ H ₈ O ₃	0.00
		Total	5348.38
Total	11185	Total	11185

Tabel A.9 Neraca Massa pada Distilasi 2 (per hari)

Komponen	Massa masuk (kg)	Komponen	Massa keluar (Kg)
feed <25>		Distilasi<27>	
CH ₃ CHO	0	CH ₃ CHO	0.00000
C ₂ H ₅ OH (LK)	125630.7901	C ₂ H ₅ OH (LK)	124373.60769
Propanol	0	Propanol	0.00000
H ₂ O (HK)	142813.3552	H ₂ O (HK)	15709.38285
Butanol	0	Butanol	0.00000
CH ₃ COOH	0	CH ₃ COOH	0.00000
Amyl Alkohol	0	Amyl Alkohol	0.00000
Isoamyl Alkohol	0	Isoamyl Alkohol	0.00000
C ₃ H ₈ O ₃	0	C ₃ H ₈ O ₃	0.00000
		Total	140082.9905
		Bottom<26>	
		CH ₃ CHO	0
		C ₂ H ₅ OH (LK)	1257.182383
		Propanol	0
		H ₂ O (HK)	127103.9724
		Butanol	0
		CH ₃ COOH	0
		Amyl Alkohol	0
		Isoamyl Alkohol	0
		C ₃ H ₈ O ₃	0
		Total	128361.1548
Total	268444	Total	268444

10. Molecular Sieve



Fungsi : untuk memisahkan ethanol dari impurities sehingga diperoleh ethanol 99.5 %

Asumsi : Massa CH_3CHO dan lain - lain sangat sedikit sehingga dihitung bersama air

komponen	BM	massa (kg)	Kmol	Xfi
$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$	46	5182.2337	112.6572533	0.755979532
H_2O	18	654.5576	36.36431214	0.244020468
			149.021565	1

diinginkan x_d
ethanol = 99,5% by volume
 x_w
ethanol = 0,5%

Aliran massa
masuk

aliran <28>

Komponen		massa (kg)
$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$	=	5182,23
H_2O	=	654,56

Aliranmassa
keluar

aliran <32>

Asumsi kadar air di
produk

0,50% berat

aliran etanol masuk = 5182,23

C_2H_5OH = kg

H_2O = 25,911 kg

Aliran <28>

Asumsi bahwa aliran 28 tidak mengandung etanol

C_2H_5OH = 0 kg

H_2O = 654,56 - kadar air

= 628,65 kg

Neraca massa Molecular Sieve

komponen	masuk (kg)	Keluar (Kg)	
	Aliran<27>	Aliran <32>	Aliran <28>
C_2H_5OH	5182.23	5182.23	0
H_2O	654.56	25.91116827	628.65
		5208.14	628.65
Total	5836.79	5836.79	

Tabel A.10.1. Neraca massa Molecular Sieve (kapasitas per hari)

komponen	masuk (kg)	Keluar (Kg)	
	Aliran<27>	Aliran <32>	Aliran <28>
C_2H_5OH	119505.61	119505.61	0
H_2O	15709.38	621.8680384	15087.51
		120127.48	15087.51
Total	135215	135215	

APPENDIKS B NERACA PANAS

1 tahun produksi = 330 hari
 1 hari operasi = 24 jam
 Basis = 1 hari

Kapasitas limbah nanas = 1483945,455 Kg/hari
 = 1483,945455 Ton/hari
 = 61831 Kg/jam

Satuan panas = kcal
 Suhu *reference* = 25° C, 1 atm

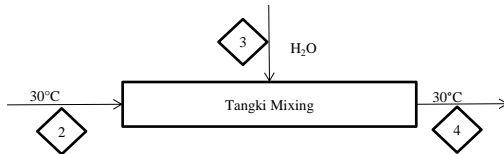
$$Q_{masuk} = Q_{keluar}$$

- Asumsi:
1. Tidak ada akumulasi energi (*steady state*)
 2. Perubahan energi kinetik diabaikan ($E_p = 0$)
 3. Perubahan energi potensial diabaikan ($E_k = 0$)
 4. Tidak ada usaha yang ditambahkan ($W = 0$)
 5. Neraca panas dihitung pada setiap kapasitas alat

Sehingga,

$$Q = \Delta H$$

B.1. Tangki Mixing (F-116)



Fungsi : Tempat untuk mengencerkan bubuk

Asumsi : Air yang terkandung dalam tangki mixing sebesar 65%

Tabel B.1.1. Perhitungan Entalpi Bahan Masuk

Aliran	Komp.	Massa	Cp	CpΔT	ΔH
		(Kg/hari)			kcal
< 2 >	Air	787497,1364	1	5	3937486
	Karbohidrat	259977,8682	1,42	7,1	1845843
	Gula Pereduksi	202435,7045	0,3788	1,894	383413,2
	Serat Kasar	213855,1545	0,32	1,6	342168,2
	Protein	19279,59091	1,55	7,75	149416,8
< 3 >	H ₂ O	504235,4545	1	5	2521177

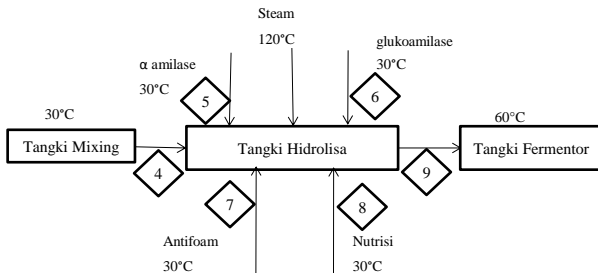
Tabel B.1.2. Perhitungan Entalpi Bahan Keluar

Aliran	Komp.	Massa	Cp	CpΔT kcal/kg	ΔH kcal
		(Kg/hari)			
< 4 >	Air	1291732,591	1	5	6458663
	Karbohidrat	259977,8682	1,42	7,1	1845843
	Gula Pereduksi	202435,7045	0,3788	1,894	383413,2
	Serat Kasar	213855,1545	0,32	1,6	342168,2
	protein	19279,59091	1,55	7,75	149416,8

Tabel B.1.3. Neraca Panas Total pada Tangki Mixing

ΔH in (kcal)		ΔH out (kcal)	
< 2 > H =	6658326,85	< 4 > H =	9179504,12
< 3 > H =	2521177,27		
Total =	9179504,12	Total =	9179504,12

B.2. Tangki Hidrolisa (R-210)



Fungsi : merubah karbohidrat menjadi glukosa

Tabel B.2.1. Perhitungan Entalpi Bahan Masuk

Aliran	Komponen	Massa	Cp	CpΔT kcal/kg	ΔH kcal
		kg/hari			
< 4 >	Air	1291732,591	1	5	6458662,96
	Karbohidrat	259977,8682	1,42	7,1	1845842,86
	Gula Pereduksi	202435,7045	0,3788	1,894	383413,22
	Serat Kasar	213855,1545	0,32	1,6	342168,25
	protein	19279,59091	1,55	7,75	149416,83
< 5 >	α amilase	259,9778682	0,00041	0,00205	0,53
< 6 >	Glukoamilase	129,9889341	0,00056	0,0028	0,36
< 7 >	Antifoam	19,87280909	0,83	4,15	82,47
< 8 >	Urea	2599,778682	0,38	1,9	4939,58
	Ammonium Fosfat	519,9557364	1,06	5,3	2755,77
					9187282,83

Reaksi yang terjadi pada tahap liquifikasi :

Reaksi I



Jika n = 1000, maka



Reaksi II



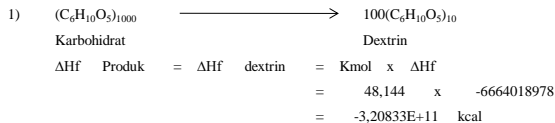
Data panas pembakaran (ΔHc) dan panas pembentukan (ΔHf)

ΔHc	$(\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_{1000}$	=	-4177000	kcal/kg
ΔHc	$(\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_{10}$	=	-4108000	kcal/kg
ΔHc	$\text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11}$	=	-1349500	kcal/kg
ΔHf	H_2O	=	-68317,40	kcal/kmol
ΔHf	CO_2	=	-94051,80	kcal/kmol
ΔHc	$\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$	=	-673000	kcal/kg
ΔHf	$(\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_{1000}$	=	$\Delta\text{Hc}_{\text{karbohidrat}} + (a \times \Delta\text{Hf}_C + b \times \text{Hf}_H)$	
a :	Jumlah atom C dalam karbohidrat			
b :	Jumlah atom H pada karbohidrat			
ΔHf	$(\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_{1000}$	=	$(-4177000 \times 162000) + (6000 \times (-94051.8))$ $+ (10000 \times (-34158.7))$ $= -677579897800$	kcal/kmol

ΔHf	$(\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_{10}$	=	$\Delta\text{Hc}_{\text{dextrin}} + (a \times \Delta\text{Hf}_C + (b \times \text{Hf}_H))$	
a :	Jumlah atom C dalam dextrin			
b :	Jumlah atom H pada dextrin			
ΔHf	$(\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_{10}$	=	$(-4108000 \times 1620) + (60 \times (-94051.8))$ $+ (100 \times (-34158.7))$ $= -6664018978$	kcal/kmol

ΔHf	$\text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11}$	=	$\Delta\text{Hc}_{\text{maltosa}} + (a \times \Delta\text{Hf}_C + (b \times \text{Hf}_H))$	
a :	Jumlah atom C dalam maltosa			
b :	Jumlah atom H pada maltosa			
ΔHf	$\text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11}$	=	$(-1349500) + (12 \times (-94051.8))$ $+ (22 \times (-34158.7))$ $= -3229613$	kcal/kmol

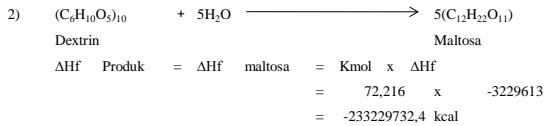
Menghitung Entalpi reaksi



$$\begin{aligned} \text{H produk} &= m \times \int_{25}^{95} c_p dt \\ &= 48,144 \times 1620 \times \int_{25}^{95} 0.3822t \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
&= 77993,28 \quad \times \quad 26,75 \\
&= 2086632,213 \quad \text{kcal} \\
\Delta H_f \text{ Reaktan} &= \Delta H_f \text{ pati} = \text{Kmol} \times \Delta H_f \\
&= 0,481 \quad \times \quad -677579897800 \\
&= -3,25916\text{E}+11 \quad \text{kcal}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
H \text{ Reaktan} &= m \times \int_{25}^{95} Cp dt \\
&= 0,481 \quad \times \quad 162000 \quad \times \quad \int_{25}^{95} 0.3788t \\
&= 77922 \quad \times \quad 26,516 \\
&= 2066179,752 \quad \text{kcal}
\end{aligned}$$



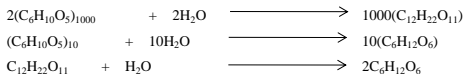
$$\begin{aligned}
H \text{ produk} &= m \times \int_{25}^{95} Cp dt \\
&= 72,216 \quad \times \quad 342 \quad \times \quad \int_{25}^{95} 0.3822t \\
&= 24.697,8720 \quad \times \quad 26,75 \\
&= 660766,8675 \quad \text{kcal}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\Delta H_f \text{ Reaktan} &= \Delta H_f \text{ dextrin} + \Delta H_f \text{ air} \\
&= (\text{Kmol} \times \Delta H_f) \text{ dextrin} + (\text{Kmol} \times \Delta H_f) \text{ air} \\
&= (14,44 \quad \times \quad -6664018978) + \\
&= (72,216 \quad \times \quad -68317,40) \\
&= -96233367652 \quad \text{kcal}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
H \text{ Reaktan} &= m \times \int_{25}^{95} Cp dt \\
&= 14,4400 \quad \times \quad 1620 \quad \times \quad \int_{25}^{95} 0.3822t \\
&\quad + \quad 72,2160 \quad \times \quad 18 \quad \times \quad \int_{25}^{95} t \\
&= 14,4400 \quad \times \quad 1620 \quad \times \quad 26,75 \\
&\quad + \quad 72,2160 \quad \times \quad 18 \quad \times \quad 70 \\
&= 716843,1312 \quad \text{kcal}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\Delta H \text{ reaksi} &= (H_f \text{ produk} - H_f \text{ reaktan}) + (H_{\text{produk}} - H_{\text{reaktan}}) \\
&= 1,01084\text{E}+11 \quad + \quad -35623,8 \\
&= 1,01084\text{E}+11 \quad \text{kcal}
\end{aligned}$$

Reaksi yang terjadi pada tahap sakarifikasi :



Data panas pembentukan (ΔH_f)

ΔH_f	$(\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_{1000}$	=	-6,78E+11		kcal/kmol
ΔH_f	$(\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_{10}$	=	-6664018978		kcal/kmol
ΔH_f	H_2O	=	-68317,4		kcal/kmol
ΔH_c	$\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$	=	-673000		kcal/kmol
ΔH_f	$\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$	=	ΔH_c - 94051,8	(a) -	34159 (b)
ΔH_c	$\text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11}$	=	-1349500		kcal/kmol
ΔH_f	$\text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11}$	=	ΔH_c - 94051,8	(a) -	34159 (b)

Jika :

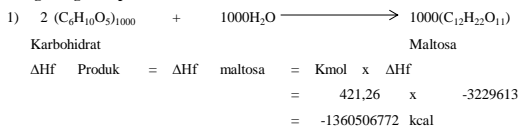
a = Jumlah atom C

b = Jumlah atom H

Maka :

$$\begin{array}{rcl}
 \Delta\text{H}_f \text{ C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11} & = & \Delta\text{H}_c - 94051,8 \quad (\text{a}) - 34159 \quad (\text{b}) \\
 & = & -1349500 - 94051,8 \quad (12) \\
 & = & -34158,7 \quad (22) \\
 & = & -3229613 \quad \text{kcal/kmol} \\
 \Delta\text{H}_f \text{ C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 & = & \Delta\text{H}_c - 94051,8 \quad (\text{a}) - 34159 \quad (\text{b}) \\
 & = & -673000 - 94052 \quad (6) \\
 & = & -34158,7 \quad (12) \\
 & = & -1647215,2 \quad \text{kcal/kmol}
 \end{array}$$

Menghitung Entalpi Reaksi



$$\text{H produk} = m \times \int_{25}^{60} C_p dt$$

$$= 421,2600 \times 342 \times \int_{25}^{60} 0,3822t$$

$$= 3854473,394 \quad \text{kcal}$$

$$\begin{array}{rcl}
 \Delta\text{H}_f \text{ Reaktan} & = & \Delta\text{H}_f \text{ pati} + \Delta\text{H}_f \text{ air} \\
 & = & (\text{Kmol} \times \Delta\text{H}_f) \text{ pati} + (\text{Kmol} \times \Delta\text{H}_f) \text{ air} \\
 & = & (0,8425 \times -67758000000) + \\
 & = & (421,2600 \times -68317,4) \\
 & = & -570889929388 \quad \text{kcal}
 \end{array}$$

$$\begin{aligned}
 H_{\text{reaktan}} &= H_{\text{pati}} + H_{\text{air}} \\
 &= m \times \int_{25}^{60} C_p dt_{\text{pati}} + m \times \int_{25}^{60} C_p dt_{\text{air}} \\
 &= 0,8425 \times 162000 \times \int_{25}^{60} 0,3788t \\
 &\quad + 421,2600 \times 18 \times \int_{25}^{60} t \\
 &= 0,8425 \times 162000 \times 13,258 \\
 &\quad + 421,26 \times 18 \times 35 \\
 &= 2074911,93 \text{ kcal} \\
 2) \text{ (C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5\text{)}_{10} + 10\text{H}_2\text{O} &\longrightarrow 10(\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6) \\
 \text{Dextrin} &\qquad\qquad\qquad \text{Glukosa} \\
 \Delta H_f \text{ Produk} &= \Delta H_f \text{ glukosa} = \text{Kmol} \times \Delta H_f \\
 &= 252,75 \times -1647215,2 \\
 &= -416333641,8 \text{ kcal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_{\text{produk}} &= m \times \int_{25}^{60} C_p dt \\
 &= 252,75 \times 180 \times \int_{25}^{60} 0,3486 \\
 &= 45.495,0000 \times 12,201 \\
 &= 555084,495 \text{ kcal} \\
 \Delta H_f \text{ Reaktan} &= \Delta H_f \text{ dextrin} + \Delta H_f \text{ air} \\
 &\quad (\text{Kmol} \times \Delta H_f) \text{ dextrin} + (\text{Kmol} \times \Delta H_f) \text{ air} \\
 &= (25,275 \times -6664018978) + \\
 &\quad (252,75 \times -68317,4) \\
 &= -1,6845\text{E}+11 \text{ kcal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_{\text{reaktan}} &= H_{\text{dextrin}} + H_{\text{air}} \\
 &= m \times \int_{25}^{60} C_p dt_{\text{dextrin}} + m \times \int_{25}^{60} C_p dt_{\text{air}} \\
 &= 25,275 \times 1620 \times \int_{25}^{60} 0,3822t \\
 &\quad + 252,75 \times 18 \times \int_{25}^{60} t \\
 &= 25,275 \times 1620 \times 13,377 \\
 &\quad + 252,75 \times 18 \times 35 \\
 &= 706960,4535 \text{ kcal} \\
 3) \text{ C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11} + \text{H}_2\text{O} &\longrightarrow 2\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \\
 \text{Maltosa} &\qquad\qquad\qquad \text{Glukosa} \\
 \Delta H_f \text{ Produk} &= \Delta H_f \text{ glukosa} = \text{Kmol} \times \Delta H_f \\
 &= 740,21 \times -1647215 \\
 &= -1219285163 \text{ kcal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_{\text{produk}} &= m \times \int_{25}^{60} C_p dt \\
 &= 740,2100 \times 180 \times \int_{25}^{60} 0.3486 \\
 &= 740,2100 \times 180 \times 12,201 \\
 &= 1625634,398 \text{ kcal} \\
 \Delta H_f \text{ Reaktan} &= \Delta H_f \text{ maltosa} + \Delta H_f \text{ air} \\
 &= (\text{Kmol} \times \Delta H_f) \text{ maltosa} + (\text{Kmol} \times \Delta H_f) \text{ air} \\
 &= (370,107 \times -3229613) + \\
 &\quad (370,107 \times -68317,4) \\
 &= -1220587127 \text{ kcal} \\
 H_{\text{reaktan}} &= H_{\text{maltosa}} + H_{\text{air}} \\
 &= m \times \int_{25}^{60} C_p dt_{\text{maltosa}} + m \times \int_{25}^{60} C_p dt_{\text{air}} \\
 &= 370,107 \times 342 \times \int_{25}^{60} 0.3822t \\
 &\quad + 370,107 \times 18 \times \int_{25}^{60} t \\
 &= 370,107 \times 342 \times 13,38 \\
 &\quad + 370,107 \times 18 \times 35 \\
 &= 1926382,508 \text{ kcal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{\text{reaksi}} &= \Delta H_{\text{reaksi I}} + \Delta H_{\text{reaksi II}} + \Delta H_{\text{reaksi III}} \\
 &= 5,70\text{E}+11 + 1,68\text{E}+11 + 1001215 \\
 &= 737569705000,67 \text{ kcal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{\text{reaksi total}} &= \Delta H_{\text{reaksi likuifikasi}} + \Delta H_{\text{reaksi sakarifikasi}} \\
 &= 1,01084\text{E}+11 + 7,3757\text{E}+11 \\
 &= 838653208461,10 \text{ kcal}
 \end{aligned}$$

ΔH reaksi bernilai positif, reaksi bersifat endoterm maka untuk mempertahankan suhu di dalam tangki hidrolisa diperlukan steam

Tabel B.2.2. Perhitungan Entalpi Bahan Keluar

Entalpi bahan keluar pada suhu 60 °C

Komponen	Massa (kg/hari)	Cp	CpΔT(kcal/kg)	ΔH (kcal)
H ₂ O	1272938,358	1	35	44552842,53
Karbohidrat	45496,12693	259977,8682	9099225,387	4,1398E+11
Gula Tereduksi	202435,7045	202435,7045	7085249,658	1,434,E+12
Serat Kasar	213855,1545	213855,1545	7484930,408	1,601,E+12
protein	19279,59091	1,5500	54,25	1045917,81
Dextrin	13648,83808	0,3822	13,377	182580,51
Maltosa	42192,24152	0,3822	13,377	564405,61

α -amilase	259,9778682	0,00041	0,01435	3,73
Glukoamilase	129,9889341	0,00056	0,0196	2,55
Antifoam	19,87280909	0,83	29,05	577,31
Glukosa	178734,7844	0,3486	12,201	2180743,10
Urea	2599,778682	0,38	13,3	34577,06
Ammonium fosfat	519,9557364	1,06	37,1	19290,36

Menghitung jumlah steam yang dibutuhkan

Kondisi operasi dipertahankan pada suhu 60 °C

menggunakan steam saturated 120 °C

Kpa	T(°C)	Hv (kcal/kg)	HL (kcal/kg)	λ (kcal/kg)
199	120	646,7502	120,387	526,3629138

H masuk = H keluar

Hin + Qsuplai = Hout + Hreaksi + Qloss

Asumsi : Qloss = 5 % Qsuplay

Q suplay = Hout + Hreaksi - Hin + 0,05 Qsuplay

ms x λ = Hout + Hreaksi - Hin + 0,05 (ms x λ)

526,3629138 x ms = Hout + Hreaksi - Hin + 26,318 ms

500,045 x ms = 3449026548804,3 + 8,39E+11 - 9187282,83

ms = 8574610151

Qsuplay = ms x λ

= 8,57E+09 x 526,36

= 4,51E+12 kcal

Qloss = 0,05 x Qsuplay

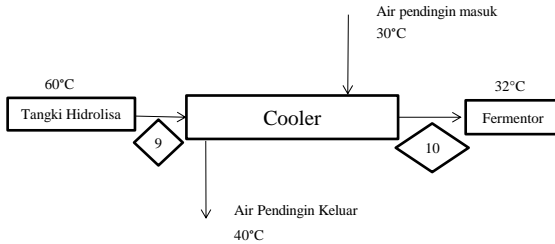
= 0,05 x 4,51E+12

= 225667839186,75 kcal

Tabel B.2.3. Neraca Panas Total pada Tangki Hidrolisa

ΔH in (kcal)		ΔH out (kcal)	
< 4 > H =	9179504,12	< 9 > H =	3,44903E+12
< 5 > H =	0,53	Qloss =	2,26E+11
< 6 > H =	0,36	H reaksi =	8,39E+11
< 7 > H =	82,47		
< 8 > H =	7695,34		
Q suplay =	4,51E+12		
Total =	4,51E+12	Total =	4,51E+12

B.3. Cooler (E-211)



Fungsi : Sebagai pendingin mash sebelum masuk tangki fermentor

Tabel B.3.1. Perhitungan Entalpi Bahan Masuk

Aliran	Komponen	Massa	Cp	CpΔT	ΔH
		(kg/hari)		kcal/kg	(kcal)
< 9 >	H ₂ O	1272938,358	1	35	44552842,53
	Karbohidrat	45496,12693	1,42	49,7	2261157,51
	Gula Pereduksi	202435,7045	0,3788	13,258	2683892,57
	Serat Kasar	213855,1545	0,32	11,2	2395177,73
	protein	19279,59091	1,55	54,25	1045917,81
	Dextrin	13648,83808	0,3822	13,377	182580,51
	Maltosa	42192,24152	0,3822	13,377	564405,61
	α-amilase	259,9778682	0,00041	0,01435	3,73
	Glukoamilase	129,9889341	0,00056	0,0196	2,55
	Antifoam	19,87280909	0,83	29,05	577,31
	Glukosa	178734,7844	0,3486	12,201	2180743,10
	Urea	2599,778682	0,38	13,3	34577,06
	Ammonium fosfat	519,9557364	1,06	37,1	19290,36

Tabel B.3.2. Perhitungan Entalpi Bahan Keluar

Aliran	Komponen	Massa	Cp	CpΔT	ΔH
		(kg/hari)		kcal/kg	(kcal)
< 10 >	H ₂ O	1272938,36	1	7	8910568,506
	Karbohidrat	45496,13	1,42	9,94	452231,5017
	Gula Tereduksi	202435,70	0,3788	2,6516	536778,5141
	Serat Kasar	213855,15	0,32	2,24	479035,5461
	protein	416,00	1,55	10,85	4513,6
	Dextrin	13648,84	0,3822	2,6754	36516,1014
	Maltosa	42192,24	0,3822	2,6754	112881,123
	α-amilase	259,98	0,00041	0,00287	0,746136482
	Glukoamilase	129,99	0,00056	0,00392	0,509556622
	Antifoam	19,87	0,83	5,81	115,4610208
	Glukosa	178734,78	0,3486	2,4402	436148,6209
	Urea	2599,78	0,38	2,66	6915,411294
	Ammonium fosfat	519,96	1,06	7,42	3858,071564

Menghitung jumlah air pendingin yang dibutuhkan

$$\begin{aligned}
 \text{Panas (Q) yang diserap oleh air pendingin} &= m_a \times C_p \times (T_{\text{out}} - T_{\text{in}}) \\
 &= m_a \times 1 \times (40 - 30) \\
 &= 10 \quad m_a
 \end{aligned}$$

Neraca panas :

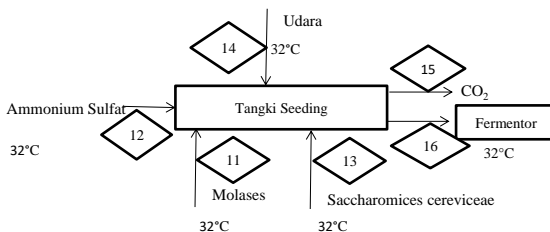
$$\begin{aligned}
 H \text{ bahan masuk} &= H \text{ bahan keluar} + Q \text{ yang diserap air pendingin} \\
 55921168,37 &= 10979563,71 + 10 \quad m_a \\
 10 \quad m_a &= 44941604,66 \\
 m_a &= 4494160,47 \quad \text{kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Sehingga, Panas (Q) yang diserap oleh air pendingin} &= 10 \quad m_a \\
 &= 44941604,66 \quad \text{kcal}
 \end{aligned}$$

Tabel B.3.3. Neraca Panas Total pada Cooler

ΔH in (kcal)	ΔH out (kcal)
< 9 > H = 55921168,37	< 10 > H = 10979563,71
	Q yang diserap = 44941604,66
Total = 55921168,37	Total = 55921168,37

B.4. Tangki Seeding (R-222)



Fungsi : Untuk pengembang biakan mikroorganisme

Tabel B.4.1. Perhitungan Entalpi Bahan Masuk

Aliran	Komponen	Massa	Cp	CpΔT	ΔH
		(kg/hari)		kcal/kg	(kcal)
< 11 >	H ₂ O	39842,20746	1	7	278895,45
	Impuritis	35857,98672	0,38	2,66	95382,24
	Glukosa	123510,8431	0,3486	2,4402	301391,16
< 12 >	Ammonium Sulfat	0,051995574	1,06	7,42	0,39
< 13 >	S. Cereviceae	0,80795351	1,292	9,044	7,31
< 14 >	Udara	7,123006722	0,22	1,54	10,97

Tabel B.4.2. Perhitungan Entalpi Bahan Keluar

Aliran	Komponen	Massa	Cp	CpΔT	ΔH
		(kg/hari)		kcal/kg	(kcal)
< 16 >	H ₂ O	39846,31552	1	7	278924,2086
	Impuritis	35857,98672	0,38	2,66	95382,24468
	Glukosa	123503,2426	0,3486	2,4402	301372,6126
	Biomass	10,66117877	0,32	2,24	23,88104044
	S. Cereviceae	0,80795351	1,292	9,044	7,307131544
< 15 >	Udara	0,458901	0,22	1,54	0,70670754
	CO ₂	9,289482328	0,124	0,868	8,063270661

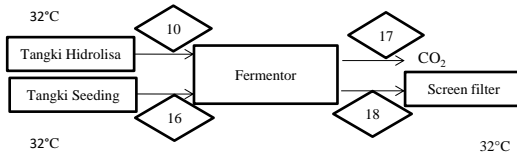
Tabel B.4.3. Neraca Panas Total pada Tangki Seeding

ΔH in (kcal)		ΔH out (kcal)	
< 11 > H =	675668,86	< 15 > H =	8,77
< 12 > H =	0,39	< 16 > H =	675710,25
< 13 > H =	7,31		
< 14 > H =	10,97		
Total	= 675719	Total	= 675719

B.5. Tangki Fermentor (220)

Basis = 1 hari

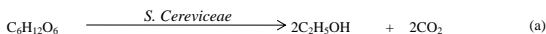
32°C



Tabel B.5.1. Perhitungan Entalpi Bahan Masuk

Aliran	Komponen	Massa	Cp	CpΔT	ΔH
		(kg/hari)		kcal/kg	(kcal)
< 10 >	H ₂ O	1272938,358	1	7	8910568,506
	Karbohidrat	45496,12693	1,42	9,94	452231,5017
	Gula Tereuksi	202435,7045	0,3788	2,6516	536778,5141
	Serat Kasar	213855,1545	0,32	2,24	479035,5461
	protein	19279,59091	1,55	10,85	209183,5614
	Dextrin	13648,83808	0,3822	2,6754	36516,1014
	Maltosa	42192,24152	0,3822	2,6754	112881,123
	α-amilase	259,9778682	0,00041	0,00287	0,746136482
	Glukoamilase	129,9889341	0,00056	0,00392	0,509556622
	Antifoam	19,87280909	0,83	5,81	115,4610208
	Glukosa	178734,7844	0,3486	2,4402	436148,6209
< 16 >	Urea	2599,778682	0,38	2,66	6915,411294
	Ammonium fosfat	519,9557364	1,06	7,42	3858,071564
	H ₂ O	39846,31552	1	7	278924,2086
	Impuritis	35857,98672	0,38	2,66	95382,24468
	Glukosa	123503,2426	0,3486	2,4402	301372,6126
	Biomass	10,66117877	0,32	2,24	23,88104044
	S. Cereviceae	0,80795351	1,292	9,044	7,307131544

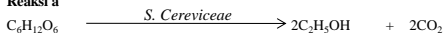
Reaksi - reaksi yang ada pada fermentor



Data panas pembentukan (ΔH_f)

ΔH_C	C_2H_5OH	=	-326700	kcal/kmol
ΔH_C	$C_3H_8O_3$	=	-396270	kcal/kmol
ΔH_C	CH_3COOH	=	-208340	kcal/kmol
ΔH_C	$C_6H_{12}O_6$	=	-673000	kcal/kmol
ΔH_C	CH_3CHO	=	284980	kcal/kmol
ΔH_f	$C_{12}H_{22}O_{11}$	=	-3229613	kcal/kmol
ΔH_f	$C_6H_{12}O_6$	=	-1041515,2	kcal/kmol
ΔH_f	H_2O	=	-68317,4	kcal/kmol

Reaksi a



$$\begin{aligned} \text{Mol yang bereaksi} &= 1511,19 \text{ kmol} \\ \Delta H \text{ reaksi pada } 25^\circ\text{C} &= \Delta H_C \text{ Produk} - \Delta H_C \text{ Reaktan} \\ &= [(n \times \Delta H_C \text{ } C_2H_5OH) + (n \times \Delta H_C \text{ } 2CO_2)] \\ &\quad - [(n \times \Delta H_C \text{ } C_6H_{12}O_6)] \\ &= [(3022,38 \times -326700) + \\ &\quad (3022,38 \times 0)] - \\ &\quad [(1511,19 \times -673000)] \\ &= 29619324 \text{ kcal} \\ \Delta H \text{ Produk (etanol)} &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= 139029,5 \times 0,5220 \times (32-25) \\ &= 508013,7565 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H \text{ Produk (} CO_2 \text{)} &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= 132984,7 \times 0,5760 \times (32-25) \\ &= 536194,4314 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H \text{ Reaktan (glukosa)} &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= 272014,2 \times 0,3486 \times (32-25) \\ &= 663769,0996 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H \text{ reaksi I} &= \Delta H \text{ Produk} + \Delta H \text{ Reaksi pada } 25^\circ\text{C} - \Delta H \text{reaktan} \\ &= 1044208,188 + 29619324 - 663769,0996 \\ &= 29999763,09 \text{ kcal} \end{aligned}$$

Reaksi b



$$\begin{aligned} \text{Mol yang bereaksi} &= 1511,19 \text{ kmol} \\ \Delta H \text{ reaksi pada } 25^\circ\text{C} &= \Delta H_C \text{ Produk} - \Delta H_C \text{ Reaktan} \\ &= [(n \times \Delta H_C \text{ } C_2H_5OH) + (n \times \Delta H_C \text{ } C_3H_8O_3) \\ &\quad + (n \times \Delta H_C \text{ } CH_3COOH) + (n \times \Delta H_C \text{ } CO_2)] - \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
& [(n \times \Delta H_{\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6}) + (n \times \Delta H_{\text{H}_2\text{O}})] \\
= & [(75,55 \times -326700) + \\
& (151,11 \times -396270) + \\
& (75,55 \times -208340) + \\
& (151,11 \times 0)] - \\
& [(151,119 \times -673000) + \\
& (75,55 \times 0)] \\
= & 1400455,3 \text{ kcal}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\Delta H \text{ Produk (etanol)} &= m \times C_p \times \Delta T \\
&= 3475,73 \times 0,5220 \times (32-25) \\
&= 12700,31742 \text{ kcal}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\Delta H \text{ Produk (CO}_2\text{)} &= m \times C_p \times \Delta T \\
&= 6649,23 \times 0,5760 \times (32-25) \\
&= 26809,69536 \text{ kcal}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\Delta H \text{ Produk C}_3\text{H}_8\text{O}_3 &= m \times C_p \times \Delta T \\
&= 6649,23 \times 0,5760 \times (32-25) \\
&= 26809,69536 \text{ kcal}
\end{aligned}$$

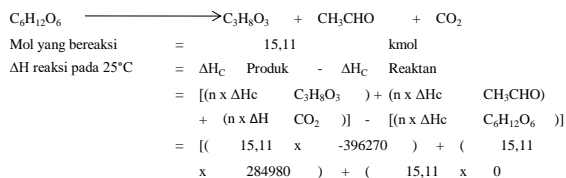
$$\begin{aligned}
\Delta H \text{ Produk CH}_3\text{COOH} &= m \times C_p \times \Delta T \\
&= 4533,57 \times 0,5350 \times (32-25) \\
&= 16978,21965 \text{ kcal}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\Delta H \text{ Reaktan (glukosa)} &= m \times C_p \times \Delta T \\
&= 27201,42 \times 0,3486 \times (32-25) \\
&= 66376,90508 \text{ kcal}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\Delta H \text{ Reaktan H}_2\text{O} &= m \times C_p \times \Delta T \\
&= 1359,9 \times 1 \times (32-25) \\
&= 9519,3 \text{ kcal}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\Delta H \text{ reaksi II} &= \Delta H \text{ Produk} + \Delta H \text{ Reaksi pada } 25^\circ\text{C} - \Delta H \text{ reaktan} \\
&= (12700,31742 + 26809,69536 + 26809,69536 + \\
&\quad 16978,21965) + (1400455,3) - (66376,91 \\
&\quad + 9519,3) \\
&= 1407857,02 \text{ kcal}
\end{aligned}$$

Reaksi c



$$[(15,11 \times -673000)] \\ = 8487438,1 \text{ kcal}$$

$$\begin{aligned} \Delta H \text{ Produk } C_3H_8O_3 &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= 1390 \times 0,5760 \times (32-25) \\ &= 5604,48 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H \text{ Produk } CH_3CHO &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= 664,92 \times 0,5500 \times (32-25) \\ &= 2559,942 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H \text{ Produk } CO_2 &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= 664,92 \times 0,5760 \times (32-25) \\ &= 2680,95744 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H \text{ Reaktan (glukosa)} &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= 2720,144 \times 0,3486 \times (32-25) \\ &= 6637,695389 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H \text{ reaksi III} &= \Delta H \text{ Produk} + \Delta H \text{ Reaksi pada } 25^\circ C - \Delta H \text{reaktan} \\ &= (5604,48 + 2559,942 + 2680,957) + \\ &\quad (8487438) - (6637,695) \\ &= 8491645,784 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H \text{ reaksi total} &= \Delta H \text{ reaksi I} + \Delta H \text{ reaksi II} + \Delta H \text{ reaksi III} \\ &= 29999763,09 + 1407857,0227 + 8491646 \\ &= 39899265,89 \text{ kcal} \end{aligned}$$

ΔH reaksi bernilai positif, reaksi bersifat endoterm maka untuk mempertahankan suhu di dalam tangki hidrolisa diperlukan steam

Tabel B.5.2. Perhitungan Entalpi Bahan Keluar

Aliran	Komponen	Massa	Cp	Cp ΔT	ΔH
		(kg/hari)		kcal/kg	(kcal)
18	C ₂ H ₅ OH	142588,595	0,522	3,654	521018,73
	Amyl Alkohol	50,4468513	0,753	5,271	265,91
	Isoamyl Alkohol	132,957379	0,753	5,271	700,82
	Butanol	26,5059727	0,65	4,55	120,60
	Propanol	7,26776672	0,71	4,97	36,12
	C ₃ H ₈ O ₃	15293,2442	0,576	4,032	61662,36
	CH ₃ COOH	4533,57041	0,535	3,745	16978,22
	H ₂ O	1311424,6	1	7	9179972,20
	Karbohidrat	45496,1269	1,42	9,94	452231,50
	Gula Pereduksi	202435,7	0,3788	2,6516	536778,50
	Serat Kasar	213855,15	0,32	2,24	479035,54
	Protein	19279,5909	1,55	10,85	209183,56
	Impuritis	35857,9867	0,38	2,66	95382,24
	α -amilase	259,977868	0,3822	2,6754	695,54
	Dextrin	13648,84	0,3822	2,6754	36516,11

	Glukoamilase	129,988934	0,000406	0,002842	0,37
	Biomass	10,6611788	0,32	2,24	23,88
	S.Cereviceae	0,80795351	1,292	9,044	7,31
	Urea	2599,77	0,38	2,66	6915,39
	Ammonium Fosfat	519,955736	1,06	7,42	3858,07
	Maltosa	42192,24	0,83	5,81	245136,91
	Glukosa	302,238027	0,3486	2,4402	737,52
	Antifoam	19,8728091	0,83	5,81	115,46
	CH ₃ CHO	664,923659	0,55	3,85	2559,96
17	CO ₂	140298,892	0,576	4,032	565685,13

Mengitung jumlah steam yang dibutuhkan

Kondisi operasi dipertahankan pada suhu 32 °C
menggunakan steam saturated 60 °C

Kpa	T(°C)	Hv (kcal/kg)	HL (kcal/kg)	λ (kcal/kg)
19,9	60	623,7339582	60,0144066	563,7195516

H masuk = H keluar

Hin + Qsuplai = Hout + Hreaksi + Qloss

Asumsi : Qloss = 5 % Q suplay

Q suplay = Hout + Hreaksi - Hin + 0,05 Qsuplay

ms x λ = Hout + Hreaksi - Hin + 0,05 (ms x λ)

563,7195516 x ms = Hout + Hreaksi - Hin + 28,19 ms

535,533574 x ms = 12415617,95 + 39899265,89 + 11859943,93

ms = 119833,44 kg

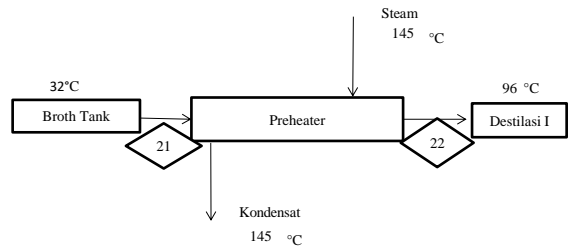
Qsuplay = ms x λ
= 119833,44 x 563,7195516
= 43832563,29 kcal

Qloss = 0,05 x Qsuplay
= 0,05 x 43832563,29
= 3377623,16 kcal

Tabel B.5.3. Neraca Panas Total pada Tangki Fermentor

ΔH in (kcal)		ΔH out (kcal)	
< 10 > H	= 11184233,67	< 18 > H	= 11849932,82
< 16 > H	= 675710,25	< 17 > H	= 565685,13
Q suplay	= 43832563,29	H reaksi	= 39899265,89
		Q loss	= 3377623,16
Total	= 55692507	Total	= 55692507

B.6. Preheater Distilasi I (D-313)



Tabel B.6.1. Perhitungan Entalpi Bahan Masuk

Aliran	Komponen	Massa	Cp	CpΔT	ΔH
		(kg/hari)		kcal/kg	(kcal)
<21>	CH ₃ CHO	27,43	0,55	3,85	105,6055
	C ₂ H ₅ OH	5881,78	0,522	3,654	21492,02412
	Propanol	0,3	0,71	4,97	1,491
	H ₂ O	54096,26	1	7	378673,82
	Butanol	1,09	0,65	4,55	4,9595
	CH ₃ COOH	187,01	0,535	3,745	700,35245
	Amyl Alkohol	2,08	0,753	5,271	10,96368
	Isoamyl Alkohol	5,48	0,753	5,271	28,88508
	C ₃ H ₈ O ₃	630,85	0,576	4,032	2543,5872

Tabel B.6.2. Perhitungan Entalpi Bahan Keluar

Aliran	Komponen	Massa	Cp	CpΔT	ΔH
		(kg/hari)		kcal/kg	(kcal)
<22>	CH ₃ CHO	27,43	0,55	39,05	1071,1415
	C ₂ H ₅ OH	5881,78	0,522	37,062	217990,5304
	Propanol	0,3	0,71	50,41	15,123
	H ₂ O	54096,26	1	71	3840834,46
	Butanol	1,09	0,65	46,15	50,3035
	CH ₃ COOH	187,01	0,535	37,985	7103,57485
	Amyl Alkohol	2,08	0,753	53,463	111,20304
	Isoamyl Alkohol	5,48	0,753	53,463	292,97724
	C ₃ H ₈ O ₃	630,85	0,576	40,896	25799,2416

Mengitung jumlah steam yang dibutuhkan

Suhu bahan keluar sampai 96°C dengan
mengunakan steam saturated pada suhu 145 °C

Kpa	T(°C)	Hv (kcal/kg)	HL (kcal/kg)	λ (kcal/kg)
415	145	654,9689293	145,9440727	509,0248566

Neraca Panas :

H masuk = H keluar

Hin + Qsuplay = Hout + Qloss

Asumsi : Qloss = 5 % Q suplay

Q suplay = Hout - Hin + 0,05 Qsuplay

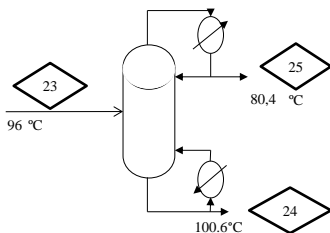
$$\begin{aligned}
 ms \times \lambda &= H_{out} - H_{in} + 0,05 \quad (ms \times \lambda) \\
 509,0248566 \times ms &= H_{out} - H_{in} + 25,45124 \quad ms \\
 483,5736138 \times ms &= 4093268,56 - 403561,69 \\
 ms &= 7630,08 \quad kg
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{suplay} &= ms \times \lambda \\
 &= 7630,08 \times 509,0248566 \\
 &= 3883901,96 \quad kcal \\
 Q_{loss} &= 0,05 \times Q_{suplay} \\
 &= 0,05 \times 3883901,96 \\
 &= 194195,10 \quad kcal
 \end{aligned}$$

Tabel B.6.3. Neraca Panas Total pada Preheater

ΔH in (kcal)		ΔH out (kcal)	
< 21 > H	= 403561,69	< 22 > H	= 4093268,56
Q suplay	= 3883901,96	Q loss	= 194195,10
Total	= 4287464	Total	= 4287464

B.7. Distilasi I(D-310)



Perhitungan Neraca Panas

$$\begin{aligned}
 Q_{in} &= Q_{out} \\
 H_{feed} + Q_{reboiler} &= H_{distilat} + H_{bottom} + Q_{kondenser} + Q_{loss}
 \end{aligned}$$

Tabel B.7.1. Perhitungan Entalpi Bahan Masuk

Suhu Feed		= 96,0 °C			
Aliran	Komponen	Massa (kg/jam)	Cp	Cp ΔT kcal/kg	ΔH (kcal)
<23>	CH ₃ CHO	27,43	0,55	39,05	1071,1415
	C ₂ H ₅ OH	5881,78	0,522	37,062	217990,5304
	Propanol	0,3	0,71	50,41	15,123
	H ₂ O	54096,26	1	71	3840834,46
	Butanol	1,09	0,65	46,15	50,3035
	CH ₃ COOH	187,01	0,535	37,985	7103,57485
	Amyl Alkohol	2,08	0,753	53,463	111,20304
	Isoamyl Alkohol	5,48	0,753	53,463	292,97724
	C ₃ H ₈ O ₃	630,85	0,576	40,896	25799,2416

Menghitung Enthalpy Distilat

H_D

Enthalpy distilat pada suhu bubble point

$$= 80,4 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$H_D = m \times C_p \times \Delta T$$

Aliran	Komponen	Massa	Cp	CpΔT	ΔH
		(kg/jam)		kcal/kg	(kcal)
<25>	CH ₃ CHO	0	0,55	30,47	0
	C ₂ H ₅ OH	5234,62	0,522	28,9188	151378,9289
	Propanol	0	0,71	39,334	0
	H ₂ O	5950,56	1	55,4	329661,024
	Butanol	0	0,65	36,01	0
	CH ₃ COOH	0	0,535	29,639	0
	Amyl Alkohol	0	0,753	41,7162	0
	Isoamyl Alkohol	0	0,753	41,7162	0
	C ₃ H ₈ O ₃	0	0,576	31,9104	0

Menghitung Enthalpy

H_v kondensor masuk

Enthalpy kondensor masuk pada dew point

$$= 89,00 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp kcal/kg ^{°C}	CpΔT kcal/kg	H (kcal)
CH ₃ CHO	0	0,55	35,2	0
C ₂ H ₅ OH	5234,62	0,522	33,408	174878,185
Propanol	0	0,71	45,44	0
H ₂ O	5950,56	1	64	380835,84
Butanol	0	0,65	41,6	0
CH ₃ COOH	0	0,535	34,24	0
Amyl Alkohol	0	0,753	48,192	0
Isoamyl Alkohol	0	0,753	48,192	0
C ₃ H ₈ O ₃	0	0,576	36,864	0

Menghitung Enthalpy

H_L kondensor keluar

Enthalpy kondensor masuk pada bubble point

$$= 80,40 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp kcal/kg ^{°C}	CpΔT	H (kcal)
			kcal/kg	
CH ₃ CHO	0	0,55	30,47	0
C ₂ H ₅ OH	5234,62	0,522	28,9188	151378,9289
Propanol	0	0,71	39,334	0
H ₂ O	5950,56	1	55,4	329661,024
Butanol	0	0,65	36,01	0
CH ₃ COOH	0	0,535	29,639	0
Amyl Alkohol	0	0,753	41,7162	0
Isoamyl Alkohol	0	0,753	41,7162	0
C ₃ H ₈ O ₃	0	0,576	31,9104	0

Sehingga Qc

$$= H_v - H_L$$

$$= 555714,025 - 481.039,9529$$

$$= 74.674,0721 \text{ kcal}$$

Menghitung Enthalpy pada Bottom

H_B

Enthalpy bottom pada suhu bubble point = 100,60 °C

Aliran	Komponen	Massa	Cp	CpΔT	ΔH
		(kg/jam)		kcal/kg	(kcal)
< 24 >	CH ₃ CHO	27,43	0,55	41,58	1140,5394
	C ₂ H ₅ OH	647,16	0,522	39,4632	25539,00451
	Propanol	0,25	0,71	53,676	13,419
	H ₂ O	48145,71	1	75,6	3639815,676
	Butanol	1,09	0,65	49,14	53,5626
	CH ₃ COOH	186,06	0,535	40,446	7525,38276
	Amyl Alkohol	2,06	0,753	56,9268	117,269208
	Isoamyl Alkohol	5,44	0,753	56,9268	309,681792
	C ₃ H ₈ O ₃	630,85	0,576	43,5456	27470,74176

Menghitung Q reboiler (Qr)

$$H_{Feed} + Q_r = H_D + H_B + Q_c + Q_{loss}$$

Asumsi :

$$Q_{loss} = 5\% \text{ dari panas yang masuk}$$

$$Q_{loss} = 5\% \times (H_F + Q_r)$$

$$H_F + Q_r = H_D + H_B + Q_c + Q_{loss}$$

$$H_F + Q_r = H_D + H_B + Q_c + (0.05 (H_F + Q_r))$$

$$0.95 (H_F + Q_r) = H_D + H_B + Q_c$$

$$0.95 \times (4093268,555) + 0.95 Q_r = 481.039,9529 + 3701985,277 + 74.674,0721$$

$$3888605,13 + 0.95 Q_r = 4.257.699,3020$$

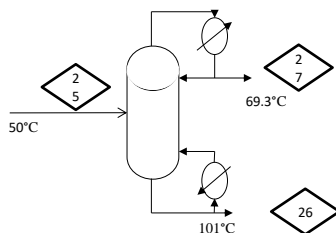
$$Q_r = \frac{4.257.699,3020 - 3888605,13}{0.95} = 388.520,1838 \text{ kcal}$$

$$Q_{loss} = 0.05 \times (4.093.268,5551 + 388.520,1838) = 224089,4369 \text{ kcal}$$

Tabel B.7.2. Neraca Panas Total pada Distilasi I

Hin (kcal)	Hout(kcal)
HF = 4093268,555	HD = 481.039,9529
Qr = 388.520,1838	HB = 3701985,277
	Qc = 74.674,0721
	Qloss = 224089,4369
Total = 4481788,739	Total = 4481788,739

B.8. Distilasi II (D-320)



Perhitungan Neraca Panas

$$Q_{in} = Q_{out}$$

$$H_{feed} + Q_{reboiler} = H_{distilat} + H_{bottom} + Q_{kondenser} + Q_{loss}$$

Tabel B.8.1. Perhitungan Entalpi Bahan Masuk

Suhu Feed		= 50 °C			
Aliran	Komponen	Massa (kg/jam)	Cp	CpΔT kcal/kg	ΔH (kcal)
<25>	CH ₃ CHO	0	0,55	15,95	0
	C ₂ H ₅ OH	5234,616253	0,522	15,138	79241,62084
	Propanol	0	0,71	20,59	0
	H ₂ O	5950,556468	1	29	172566,1376
	Butanol	0	0,65	18,85	0
	CH ₃ COOH	0	0,535	15,515	0
	Amyl Alkohol	0	0,753	21,837	0
	Isoamyl Alkohol	0	0,753	21,837	0
	C ₃ H ₈ O ₃	0	0,576	16,704	0

Menghitung Enthalpy Distilat

H_D

$$\text{Enthalpy distilat pada suhu bubble point} = 69,30 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$H_D = m \times C_p \times \Delta T$$

Aliran	Komponen	Massa (kg/jam)	Cp	CpΔT kcal/kg	ΔH (kcal)
< 27 >	CH ₃ CHO	0	0,55	24,365	0
	C ₂ H ₅ OH	5182,2337	0,522	23,1246	119837,0814
	Propanol	0	0,71	31,453	0
	H ₂ O	654,5576	1	44,3	28996,90168
	Butanol	0	0,65	28,795	0
	CH ₃ COOH	0	0,535	23,7005	0
	Amyl Alkohol	0	0,753	33,3579	0
	Isoamyl Alkohol	0	0,753	33,3579	0
	C ₃ H ₈ O ₃	0	0,576	25,5168	0

Menghitung Enthalpy

H_v kondensor masuk

$$\text{Enthalpy kondensor masuk pada dew point} = 69,00 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp kcal/kg°C	CpΔT kcal/kg	H (kcal)
CH ₃ CHO	0	0,55	24,2	0
C ₂ H ₅ OH	5182,2337	0,522	22,968	119025,5436
Propanol	0	0,71	31,24	0
H ₂ O	654,5576	1	44	28800,5344
Butanol	0	0,65	28,6	0
CH ₃ COOH	0	0,535	23,54	0
Amyl Alkohol	0	0,753	33,132	0
Isoamyl Alkohol	0	0,753	33,132	0
C ₃ H ₈ O ₃	0	0,576	25,344	0

Menghitung Enthalpy H_L kondensor keluar

Enthalpy kondensor masuk pada bubble point = 69,30 °C

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp kcal/kg°C	CpΔT kcal/kg	H (kcal)
CH ₃ CHO	0	0,55	24,365	0
C ₂ H ₅ OH	5182,2337	0,522	23,1246	119837,0814
Propanol	0	0,71	31,453	0
H ₂ O	654,5576	1	44,3	28996,90168
Butanol	0	0,65	28,795	0
CH ₃ COOH	0	0,535	23,7005	0
Amyl Alkohol	0	0,753	33,3579	0
Isoamyl Alkohol	0	0,753	33,3579	0
C ₃ H ₈ O ₃	0	0,576	25,5168	0

$$\begin{aligned}
 \text{Sehingga } Q_c &= H_v - H_L \\
 &= 147826,078 - 148833,9831 \\
 &= -1.007,9051
 \end{aligned}$$

Menghitung Enthalpy pada Bottom H_B

Enthalpy bottom pada suhu bubble point = 101,00 °C

Aliran	Komponen	Massa	Cp	CpΔT	ΔH
		(kg/jam)		kcal/kg	(kcal)
< 26 >	CH ₃ CHO	0	0,55	41,8	0
	C ₂ H ₅ OH	52,38	0,522	39,672	2078,01936
	Propanol	0	0,71	53,96	0
	H ₂ O	5296	1	76	402496
	Butanol	0	0,65	49,4	0
	CH ₃ COOH	0	0,535	40,66	0
	Amyl Alkohol	0	0,753	57,228	0
	Isoamyl Alkohol	0	0,753	57,228	0
	C ₃ H ₈ O ₃	0	0,576	43,776	0

Menghitung Q reboiler (Qr)

$$HF + Q_r = HD + HB + Q_c + Q_{loss}$$

Asumsi :

$Q_{loss} = 5\%$ dari panas yang masuk

$$Q_{loss} = 5\% \times (HF + Q_r)$$

$$HF + Q_r = HD + HB + Q_c + Q_{loss}$$

$$HF + Q_r = HD + HB + Q_c + (0,05 (HF + Q_r))$$

$$0,95 (HF + Q_r) = HD + HB + Q_c$$

$$0,95 \times (251807,7584 + Q_r) = (148833,9831 + 404574,0194 + -1.007,9051)$$

$$239.217,3705 + 0,95 Q_r = 552.400,0974$$

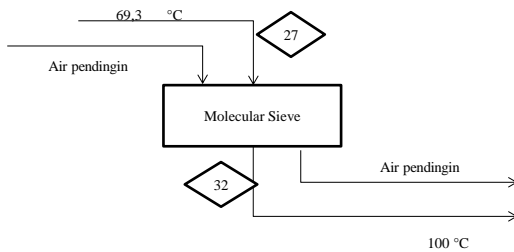
$$Q_r = 315148,0283 \text{ kcal}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{loss}} &= 0,05 \times (251807,7584 + -1.007,9051) \\
 &= 12539,99267
 \end{aligned}$$

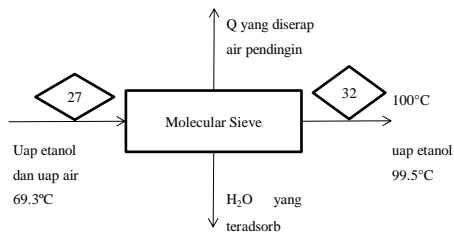
Tabel B.8.2. Neraca Panas Total pada Distilasi II

Hin (kcal)	Hout(kcal)
HF = 251807,7584	HD = 148833,9831
Qr = 315148,0283	HB = 404574,0194
	Qc = 1.007,9051
	Qloss = 12539,99267
Total = 566956	Total = 566956

B.9. Molecular Sieve (D-330)



Gambar secara blok diagram



Data untuk menghitung Cp gas

Komponen	A	B	C	D
C ₂ H ₅ OH	3,158	0,020001	-0,000006	0
H ₂ O	3,47	0,00145	0	12100
Udara	3,355	0,000575	0	-1600

Data untuk menghitung Cp liquid

Komponen	A	B	C	D
C ₂ H ₅ OH	33,866	-0,1726	0,00035	1,98E-08
H ₂ O	8,712	0,00125	-1,8E-07	-3,59E-09

Tabel B.9.1. Perhitungan Entalpi Bahan Masuk

Suhu feed		=	69,3	°C	
Aliran	Komponen	Massa	Cp	CpΔT	ΔH
		(kg/hari)		kcal/kg	(kcal)
<2>	C ₂ H ₅ OH	119505,61	0,3901	17,28143	2065227,834
	H ₂ O	15709,38	0,44785	19,83976	311670,2504
ΔHin (kcal)					2376898,084

Tabel B.9.2. Perhitungan Entalpi Bahan Keluar

Suhu uap keluar		100°C	=	373K (trial)	tho	=	1,251678
Aliran	Komponen	Massa	Cp	CpΔT	ΔH		
		(kg/hari)		kcal/kg	(kcal)		
<3>	C ₂ H ₅ OH	119505,61	0,39697	29,77275	3558010,65		
	H ₂ O	621,8600	0,44877	33,65775	20930,40842		
ΔHout (kcal)					3578941,059		

Suhu (°C)	Suhu (K)	tho	Cp (kcal/kg K)	CpΔT (kcal/kg)
100	373	1,2516779	1,005756454	75,43173405

$$\begin{aligned}
 \text{Massa H}_2\text{O yang teradsorb} &= 15087,51 \text{ kg} = 33252,87204 \text{ lb H}_2\text{O} \\
 \Delta H \text{ adsorbsi} &= 1800 \text{ BTU/lb H}_2\text{O} \\
 &= 59855169,67 \text{ BTU} \\
 &= 15089488,27 \text{ Kcal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H \text{ pengembunan} &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= 15087,51 \times 1,005756454 \times (100-25) \\
 &= 1138077,042 \text{ kcal}
 \end{aligned}$$

$$H \text{ masuk} = H \text{ keluar}$$

$$\begin{aligned}
 H_{in} + H_{adsorb} &= H \text{ pengembunan} + H_{out} + \\
 &\quad Q \text{ yang diserap air pendingin}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q \text{ yang diserap air pendingin} &= H_{in} + H_{adsorbsi} - \\
 &\quad H \text{ pengembunan} - H_{out} \\
 &= 2376898 + 15089488,27 - \\
 &\quad 1138077 - 3578941 \\
 &= 12749368 \text{ kcal}
 \end{aligned}$$

Menghitung jumlah air pendingin yang diperlukan

Suhu (°C)	Suhu (K)	tho	Cp (kcal/kg K)	CpΔT (kcal/kg)
30	303	1,0167785	1,001378519	5,006892595
40	313	1,0503356	1,002007912	15,03011868

$$H \text{ masuk} = H \text{ keluar}$$

$$H_{in} + Q \text{ yang diserap air pendingin} = H_{out}$$

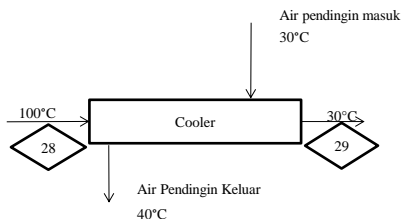
$$H_{out} - H_{in} = Q \text{ yang diserap air pendingin}$$

$$\begin{aligned}
 15,03011868 \text{ ma} - 5,006892 \text{ ma} &= 12749368,26 \text{ kcal} \\
 \text{ma} &= 1271982,433 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Tabel B.9.3. Neraca Panas Total pada Molecular Sieve

ΔH_{in} (kcal)		ΔH_{out} (kcal)
< 27 > H	= 2376898,084	< 32 > H = 3578941,059
H adsorb	= 15089488,27	H pengembun = 1138077,042
		Q yang diserap = 12749368,26
Total	= 17.466.386,3585	Total = 17.466.386,3585

B.10. Cooler (E-332)



Tabel B.10.1. Perhitungan Entalpi Bahan Masuk

Suhu feed = 100 °C = 373 K tho = 1,251678

Aliran	Komponen	Massa	Cp	Cp ΔT	ΔH
		(kg/hari)		kcal/kg	(kcal)
<28>	C ₂ H ₅ OH	119505,61	0,66629	49,97175	5971904,467
	H ₂ O	621,8600	1,00576	75,432	46908,14352
ΔH_{in} (kcal)					6018812,61

Tabel B.10.2. Perhitungan Entalpi Bahan Keluar

Suhu uap keluar = 30°C = 303 K tho = 1,016779

Aliran	Komponen	Massa	Cp	Cp ΔT	ΔH
		(kg/jam)		kcal/kg	(kcal)
<XX>	C ₂ H ₅ OH	119505,61	0,58446	2,9223	349231,2441
	H ₂ O	621,8600	1,00138	5,0069	3113,590834
ΔH_{out} (kcal)					352344,8349

H masuk = H keluar

H in = H out + Q yang diserap air pendingin

Hin - Hout = Q yang diserap air pendingin

Q yang diserap air = 6018813 - 352344,8

= 5666468 kcal

Menghitung jumlah kebutuhan air pendingin

Suhu (°C)	Suhu (K)	tho	Cp (kcal/kg K)	Cp ΔT (kcal/kg)
30	303	1,0167785	1,001378519	5,006892595
40	313	1,0503356	1,002007912	15,03011868

H masuk = H keluar

Hin + Q yang diserap air pendingin = H out

Hout - Hin = Q yang diserap air pendingin

15,03011868 ma - 5,006892 ma = 5666467,775

ma = 565333,695 kg

Tabel B.10.3. Neraca Panas Total pada Cooler

ΔH in (kcal)			ΔH out (kcal)		
H in	=	6.018.812,6100	H out	=	352.344,8349
			Q yang diserap air	=	5.666.467,7751
Total	=	6.018.812,6100	Total	=	6.018.812,6100

APPENDIKS C

SPESIFIKASI ALAT

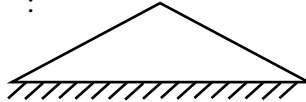
C.1 Gudang Penyimpanan Nanas (F-111)

Fungsi : Penimbunan bahan baku
limbah nanas

Tipe : Lapangan Terbuka

Dasar Pemilihan : Sesuai dengan karakteristik
bahan baku

Gambar :



Dasar Perencanaan

Densitas limbah nanas : 0.9 g/ml : 900 kg/m³

Flowrate limbah nana : 1E+06 kg/hari

Volume bahan : $\frac{1E+06}{900}$ kg/hari
900 kg/m³
: 1647.8 m³/hari

Perhitungan

Basis : 1 hari

Penimbunan bahan baku direncanakan untuk 2 hari produksi
maka volume bahan = 1647.8 m³/hari x 2
= 3295.7 m³

Faktor keamanan 20%, maka bahan mengisi 80%
lahan yang tersedia

Volume lahan = $\frac{1}{0.8}$ x 3295.7
= 4119.6 m³

Volume = panjang x lebar x tinggi

Asumsi : - Tinggi = 1.5x

$$\begin{aligned}
 - \text{ Panjang \& lebar} &= 3x \\
 - \text{ Volume} &= (3 \times 3 \times 1.5) x^3 \\
 4119.6 &= 13.5 x^3 \\
 x &= 6.73 \text{ m}
 \end{aligned}$$

maka :

$$\begin{aligned}
 - \text{ Panjang} &= 20 \text{ m} \\
 - \text{ Lebar} &= 20 \text{ m} \\
 - \text{ Tinggi} &= 10 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang} &= 20 \text{ m} \\
 \text{Lebar} &= 20 \text{ m} \\
 \text{Tinggi} &= 10 \text{ m} \\
 \text{Volume} &= 4119.6 \text{ m}^3 \\
 \text{Konstruksi} &= \text{Dasar beton, dinding batako} \\
 \text{Jumlah} &= 1 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

C.2 Belt Conveyor (J-112)

Fungsi : Untuk mengangkut limbah nanas menuju bucket elevator

Type : Troughed Antifriction Idlers (on 20° idlers)

Dasar Pemilihan Digunakan untuk memindahkan material abrasif dengan bentuk tak beraturan, secara horizontal

Flowrate limbah nana : 1E+06 kg/hari
: 61.794 ton/jam

Data yang diperoleh (Perry's edisi VII Tabel 21-7)

$$\begin{aligned}
 \text{Kemiringan Belt} &= 20^\circ \\
 \text{Lebar Belt} &= 14 \text{ in} = 0.35 \text{ m} \\
 \text{Panjang} &= 30 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Kecepatan normal conveying = 200 ft/menit
 = 1.016 m/s
 Kapasitas maksimum = 64 ton/jam
 Cross section area of load = 0.1 ft²
 Belt Plies = 3-5 buah
 Power = 0.4 hp/100 ft
 = 0.0044 hp/ft
 = 0.4 hp
 Ukuran lump maksimum = 2 in

Dengan lebar 14 in, dari Tabel 5.5 (Wallas)

kecepatan yang diperlukan adalah 38.4 ton/jam

Dari rumus Example 5.4 dan grafik 5.5 (c)didapat :

Daya = P horizontal + P vertikal + P kosong
 = $[0.4 + (L/300)(W/100)] + [0.001HW] + P$
 = $[0.4 + (65.6/300))(28.829/100] +$
 $[(0.001)(65.616 \tan 20^\circ)(28.829)] +$
 = $[(28.829/38.4)(100)(0.2)]/100$
 = 0.4 hp = 0.3229 kW

Spesifikasi :

Nama alat = Belt Conveyor
 Fungsi = Untuk mengangkut limbah nanas
 menuju bucket elevator
 Type = Troughed Antifriction Idlers
 (on 20° idlers)
 Kapasitas maks = 32 ton/jam
 Power motor = 0.32 kW
 Jumlah = 1 buah

C.3 Bucket elevator (J-113)

Fungsi : Untuk mengumpankan bahan limbah
 nanas dari Belt Conveyor menuju

Type	Rotary Knife Cutter
Dasar Pemilihan :	Continous - Bucket Elevator
	Pemindahan keatas material abrasive dengan ukuran cukup besar
Density bahan :	900 kg/m ³
Rate bahan :	1E+06 kg/hari
	61.794 ton/jam

Data yang diperoleh : (Perry's edisi VII, tabel 21-9)

Elevasi center	= 25	ft
Kapasitas Maksimum	= 70	ton/jam
	= 70000	kg/jam
Kecepatan Bucket	= 150	ft/menit
Ukuran Bucket	= 12 x 7 x 11 3/4	
Bucket Spacing	= 12	mm
Head Head	= 2.44	rpm
Diameter shaft		
Tail	= 1.9375	in
Head	= 25	in
Diameter Sproucket		
Tail	= 17.5	in
Head	= 25	in
Power	= 0.0671	hp
	= 0.05	kW
Jumlah	= 1	buah

Spesifikasi :

Nama Alat :	Bucket Elevator
Fungsi :	Untuk memindahkan limbah nanas secara mekanik dari tempat yang rendah ke tempat yang lebih tinggi menuju ke cutter

Type : Continous - Bucket Elevator
 Kapasitas : 61794 kg/jam
 Power : 0.1 kW
 Material : Iron Steel
 Jumlah : 1 buah

C.4 Moving Load Weighing (J-114)

Fungsi : Untuk menimbang berat limbah nanas agar sesuai dengan kapasitas produksi bioetanol
 Type : Continous conveyor scale
 Dasar Pemilihan : Digunakan untuk menimbang material solid abrasif dengan bentuk tak beraturan, secara horizontal
 Flowrate Bahan : 1E+06 kg/hari = 61794 kg/jam

Data yang diperoleh : (Perry's edisi VII, tabel 21-9)

Lebar belt	=	14 in
	=	0.35 m
Panjang Belt	=	30 m
	=	98.4 ft
Kec. Normal conveying	=	200 ft/menit
	=	1.02 m/s
Kapasitas maksimum	=	64 ton/jam
Cross section area of load	=	0.11 ft ²
	=	0.01 m ²
Power	=	0.14 hp/100ft
	=	0.14 hp
	=	1 kW
Ukuran lump maksimum	=	4.5 in

Spesifikasi :

Nama alat	: Moving Load Weighing Conveyor
Fungsi	: Untuk menimbang berat limbah nanas agar sesuai dengan kapasitas produksi bioetanol
Type	: Continous conveyor scale
Kapasitas maks	: 64 ton/jam
Power motor	: 1 kW
Jumlah	: 1 buah

C.5 Cutter (J-115)

Fungsi	: Memotong limbah nanas menjadi ukuran kecil
Dasar Pemilihan	: Size reduction untuk material solid abrasive
Type Alat	: Rotary knife cutter dengan razor sharp alloy blades
Kapasitas	: 61794 kg/jam
	: 17 kg/s

Spesifikasi :

(Ulrich tabel 4-5)

Kapasitas maksimum	=	10	kg/s
Maks. Diameter feed masuk	=	0.5	m
Maks reduction ratio (r)	=	50	
Power yang dibutuhkan	=	10 x kapasitas	
	=	4	kW
Material	=	Stainless steel	
Jumlah	=	1	buah

C.6 Crusher (C-110)

Fungsi	: Size reduction limbah nanas
--------	-------------------------------

Dasar Pemilihan : Mampu menghancurkan material sticky untuk kapasitas yang besar
 Beroperasi secara kontinyu
 Daya yang dibutuhkan dipengaruhi: ukuran umpan, kekerasan bahan, jumlah material undersized di feed
 Beroperasi paling efisien pada beban penuh

Type dan model alat : Gryatory crusher sebagai secondary crusher

Kapasitas : 61794 kg/jam
 : 17 kg/s

Spesifikasi : (Perry, 7th, 1984 tabel 8-32) dan (Ulrich, 76)

Model	=	Gryatory crusher
Ukuran penghancuran	=	10 x 24 in
Maks. Ketebalan feed	=	10 in
Persen bukaan	=	2 in
Kapasitas Maksimum	=	2 ton/jam
Kecepatan putar	=	1200 rpm
Power yang diperlukan	=	30 kW
Jumlah	=	1 buah
Material	=	Stainless Steel

C.7 Tangki Mixing (F-116)

Fungsi : Sebagai tempat pengenceran broth

Bentuk : Tangki silinder terbuka

Tekanan Operasi : 1 atm

Suhu : 30 °C

Rate massa : 61794 kg/jam

ρ limbah nanas : 900 kg/m³

Volume larutan awal : 68.66 m³
 ρ air pada 30°C : 996 kg/m³
 Massa Air tambahan : 21010 kg/jam
 Volume Air tambahan : 21.094 m³
 Volume larutan : 89.75 m³
 ρ larutan : 1896 kg/m³
 : 118 lbm/ft³
 Waktu tinggal : 1 jam

Perhitungan :

Asumsi : Larutan mengisi 80% volume tangki

$$\begin{aligned}
 \text{Volume tangki} &= (100/80) \times \text{Volume larutan} \\
 \text{Volume tangki} &= 100/80 \times V \text{ larutan} \\
 &= 1.25 \times 89.75 \text{ m}^3 \\
 &= 112.19 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Dimensi tinggi silinder / diameter bejana (Ls/Di) =

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi shell (Ls)} &= 1.5 \text{ Di} \\
 \text{Volume shell} &= 0.25 \pi \times \text{Di}^2 \times Ls \\
 &= 0.25 \times 3.14 \times 1.5 \times D^3 \\
 &= 1.1775 D^3
 \end{aligned}$$

Tutup bawah berupa standar dished head

$$\begin{aligned}
 V_{\text{tangki}} &= V_{\text{tutup bawah}} + V_{\text{shell}} \\
 V_{\text{tutup bawah}} &= 0.0847 D^3 \\
 \text{Volume tangki} &= 0.0847 D^3 + 1.1775 D^3 \\
 112.1921 &= 1.2622 D^3 \\
 D^3 &= 88.886 \\
 D_{\text{tangki}} &= 4.4628 \text{ m} \\
 &= 175.7 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Menurut standar ASME, diambil } D_{o \text{ shell}} &= 180 \text{ in} \\
 &= 4.6 \text{ m} \\
 H_{\text{tangki}} &= 270 \text{ in} \\
 &= 6.858 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned}
 V_{\text{tangki}} \text{ sesuai standard} &= 0.0847 D^3 + 0.785 \\
 &\quad D_i^2 L_s \\
 &= 7361150.4 \text{ in}^3 \\
 &= 120.62764 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Mencari tinggi liquid dalam tangki :

$$\begin{aligned}
 \text{Volume liquid} &= V_{\text{tutup bawah}} + V_{\text{liquid dalam tangki}} \\
 89.7537 &= 0.0847 D^3 + \pi/4 \times OD^2 H_{\text{liquid}} \\
 89.7537 &= 8.0947 + 16 H_{\text{liquid}} \\
 H_{\text{liquid}} &= 4.9765 \text{ m} \\
 &= 195.924 \text{ in} \\
 &= 16.32 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Menentukan Tekanan Desain Bejana

$$\begin{aligned}
 P_{\text{udara luar}} &= 14.7 \text{ psia} \\
 \boxed{1 \text{ psia} &= 6894.8 \text{ kg/m.s}} \\
 P_{\text{total}} &= P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{udara luar}} \\
 &= (\rho \cdot g \cdot H \text{ larutan}) + 14.7 \text{ psia} \\
 &= 92466.86 \text{ N/m}^2 + 14.7 \text{ psia} \\
 &= 13.41488 \text{ psia} + 14.7 \text{ psia} \\
 &= 28.115 \text{ psia} \\
 P_{\text{gage}} &= 28.115 \text{ psia} - 14.7 \text{ psia} \\
 &= 13.415 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

Maka:

$$\begin{aligned}
 P_{\text{desain}} &= 1.05 \times P_{\text{gage}} \\
 &= 1.05 \times 13.4149 \text{ psig} \\
 &= 14.0856 \text{ psig} \\
 &= 28.786 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

Menentukan Tebal Tangki

Tebal pada bagian silinder = t_s

Dipergunakan material dari Stainless Steel type 304,
grade 3 (SA-167)

(App. D, Brownell, hal : 342)

$$f_{\text{allowable}} = 18750 \text{ psi}$$

$$\text{Faktor korosi (c)} = 0.125 \text{ in}$$

Sambungan untuk pengelasan dipilih tipe
double welded butt joint

$$\text{Efisiensi las. (E)} = 0.8$$

$$t_s = \frac{P_d \times D_o}{2 \times (f \times E + 0.4 \times P_d)} + c$$

Dimana:

t_s = Tebal minimum silinder, in

P_d = Tekanan desain, psi

f = *Allowable stress* maksimum, psi

OD = Diameter luar silinder, in

E = Efisiensi sambungan las

C = Tebal korosi, in

$$t_s = \frac{28.786 \times 180}{2 \times (18750 \times 0.8 + 0.4 \times 16.4)} + 0.13$$

$$t_s = 0.297581 \text{ in}$$

$$t_s = \underline{4.7613 \text{ in}}$$

$$\text{Standarisasi } t_s = \frac{16}{5} \text{ in}$$

$$\text{Tebal shell standar} = 0.3125 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Check : ID} &= \text{OD} - 2 t_s \\ &= 180 - 0.625 \\ &= 179.375 \text{ in} \\ &= 14.942 \text{ ft} \\ &= 4.5573 \text{ m} \end{aligned}$$

Tutup bawah berupa standard dished head

$$r_c = \text{OD} = 180 \text{ in}$$

$$t_{ha} = \frac{0.885 \times P_d \times r_c}{(f \times E - 0.1 \times Pd)} + c$$

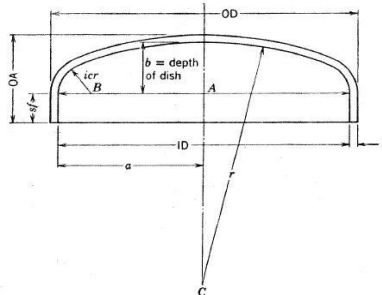
$$t_{ha} = \frac{0.885 \times 28.786 \times 180}{(18750 \times 0.8 - 0.1 \times 16.302)} + 0.13$$

$$t_{ha} = 0.4308 \text{ in}$$

$$t_{ha} = \frac{6.8922}{16} \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Tebal tutup standard} &= \frac{7}{16} \text{ in} \\ &= 0.4375 \text{ in} \end{aligned}$$

dari tabel yang didapat : range sf 1.5 - 3.5 dipilih = 3.5



$$\begin{aligned}
\text{Inside Corner Radius (icr)} &= 11 \text{ in} \\
AB &= \frac{ID}{2} - icr \\
AB &= \frac{179.375}{2} - 11.00 \\
AB &= 78.688 \text{ in} \\
BC &= r_c - icr \\
&= 180 - 11 \\
&= 169 \text{ in} \\
b &= r_c - (BC^2 - AB^2)^{0.5} \\
&= 180 - 149.56 \\
&= 30.44 \text{ in} \\
\text{Tutup bawah (OA)} &= t + b + sf \\
&= 34.37 \text{ in} = 0.87 \text{ m} \\
\text{Tinggi total tangki} &= \text{tinggi silinder} + \text{tinggi tutup bawah} \\
&= 270 + 34.37 \\
&= 304.4 \text{ in} \\
&= 25.354 \text{ ft} \\
&= 7.7331 \text{ m}
\end{aligned}$$

Penentuan Type Pengaduk (Geankoplis, Table 3.4-1, p:158)

Direncanakan dipakai pengaduk dikendalikan dengan roda gigi (geer driven) untuk pengaduk dengan kerja yang cukup berat (medium-duty for suspension solid), digunakan pengaduk dengan model six blade turbine type propeller

$$\begin{aligned}
D_a/D_t &= 0.3 \rightarrow D_a = 1.3716 \text{ m} \\
D_a/W &= 5 \rightarrow W = 0.2743 \text{ m} \\
L_a/D_a &= 0.25 \rightarrow L_a = 0.3429 \text{ m} \\
C/D_t &= 0.333 \rightarrow C = 1.5240 \text{ m}
\end{aligned}$$

$$N = 420 \text{ rpm} \rightarrow = 7.0 \text{ rps}$$

Dimana,

D_a : diameter agitator

D_t : diameter tangki

W : lebar pengaduk

L_a : panjang daun pengaduk

C : jarak pengaduk dari dasar tangki

J : lebar *baffle*

N : kecepatan putar

Penentuan putaran pengaduk (Geankoplis hal 141)

$$V \text{ (kec. Putaran pengaduk)} = D_a \times N$$

Keterangan : $v = \text{Peripheral speed (m/min)}$

Untuk pengaduk jenis turbin :

$$\text{Peripheral speed} = 420 - 1750 \text{ m/min}$$

$$D_a = \text{Diameter pengaduk (m)}$$

$$N = \text{Putaran pengaduk}$$

Diambil putaran pengaduk sebesar 420 rpm

$$\text{Jumlah putaran (N)} = 420 \text{ rpm} = 7 \text{ rps}$$

$$D_a = 1.3716 \text{ m}$$

$$\mu \text{ air (T = 30 } ^\circ\text{C)} = 0.8007 \text{ cp}$$

$$= 2.88 \text{ kg/m.jam}$$

$$\rho \text{ air (T = 30} ^\circ\text{C)} = 995.68 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho \text{ limbah nanas} : 900 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho \text{ air} : 996 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho \text{ campuran} = 1896 \text{ kg/m}^3$$

$$\frac{\mu \text{ air}}{\mu \text{ campuran}} = \frac{\rho \text{ air}}{\rho \text{ campuran}}$$

$$\frac{0.8007}{\mu \text{ campuran}} = \frac{995.68}{1896}$$

$$\begin{aligned}\mu \text{ campuran} &= 1.5247 \text{ cp} = 0.0015247 \text{ kg/m.s} \\ \text{Nre} &= \frac{D_a^2 N \rho}{\mu} = 16375815.93\end{aligned}$$

Karena $\text{Nre} > 2100$ (Turbulen), maka digunakan baffle

Karena $\text{Nre} > 2100$, maka diperlukan 4 buah baffle, 90°

$$\begin{aligned}\text{Lebar baffle (J)} &= 1/12 * D_a \\ J &= 0.084 \times 1.3716 \\ J &= 0.1143 \text{ m} \\ &= 0.375 \text{ ft}\end{aligned}$$

Perhitungan power pengaduk

$$N_p = 5 \quad (\text{Geankoplis, Figure 3.4-4. p:145})$$

$$\begin{aligned}P &= N_p \rho N^3 D_a^5 \\ &= 5 \times 1896 \times 7^3 \times 0.4115^5 \\ &= 38366.45 \text{ J/s} \\ &= 38.36645 \text{ kW} \quad (1 \text{ kW} = 1/0.7457 \text{ hp}) \\ &= 51 \text{ hp}\end{aligned}$$

Daya motor (P_i):

$$h \text{ motor} = 80\% \quad (\text{Timmerhauss, p:520})$$

$$P_i = \frac{P}{h} = \frac{51.45}{80\%} = 64.31 \text{ hp}$$

Jadi, digunakan daya motor = 64.31 hp

Spesifikasi alat :

Mixing tank

Bentuk : Open Cylinder Tank dengan tutup bawah berbentuk standard dished head dilengkapi dengan pengaduk model six flat blade turbin jenis propeller

Diameter	:	4.572	m
Tinggi Tangki	:	6.858	m
Tinggi tutup bawah	:	0.87	m
Tebal tutup bawah	:	0.4375	in
Tebal tangki	:	0.3125	in
Total tinggi tangki	:	7.7331	m
Volume tangki	:	120.63	m ³
Volume maksimum	:	112.19	m ³
Material	:	Stainless steel type 304, grade 3 (SA-167)	
Pengelasan	:	Double Welded Butt Joint	
Jumlah	:	1	buah

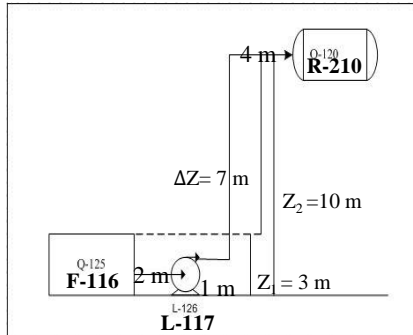
Agitator

Model	:	Six Flat Blade Turbine	
Type	:	Propeller	
Diameter propeller	:	1.3716	m
Lebar blade	:	0.2743	m
Panjang blade	:	0.3429	m
Kec. Pengadukan	:	420	rpm
Power Motor	:	38.366	kW
Jumlah blade	:	6	buah (1 pengaduk = 6 blade)
Jumlah pengaduk	:	1	buah
Material	:	Stainless steel type 304, grade 3 (SA-167)	

C.8 Pompa Menuju Hidrolyzed Tank (L-117)

Fungsi	:	Memompa liquid (campuran starch) dari mixing tangki menuju cooking tank
Type	:	Centrifugal pump
Dasar Pemilihan:	:	Pompa dengan jenis ini dapat digunakan

untuk larutan dengan viskositas tinggi
dan untuk kandungan solid yg besar



Titik referens :

Titik 1 : Mixing tank

Titik 2 : Hidrolized tank

Data-data

Suhu Larutan	=	30	°C
Rate Larutan	=	82803	kg/jam
	=	50.71	lbm/s
Densitas Larutan	=	1896	kg/m³
	=	118.36	lbm/ft³
Viskositas Larutan	=	1.52	cp
	=	0.0015	kg/m.s
	=	0.001	lbm/ft.s
Rate Volumetrik	=	43.67	m³/jam
	=	0.428	ft³/s
ΔZ	=	7	m
Tekanan Operasi Tangki 1	=	14.7	psia
Tekanan Operasi Tangki 2	=	14.7	psia

Perhitungan Diameter Pipa

Asumsi : Aliran Turbulen ($N_{re} > 2100$)

(Peter Timmerhaus Ed IV Hal 496)

$D_{i \text{ optimum}}$	=	3.9	x	$Q_f^{0.45}$	x	$\rho^{0.13}$
-------------------------	---	-----	---	--------------	---	---------------

Dimana :

$$\begin{aligned}
 Q_f &= 0.4280 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 \rho \text{ larutan} &= 118.36 \text{ lbm/cuft} \\
 D_{i \text{ optimum}} &= 4.9514 \text{ in} \quad (\text{Kern, table 11 hal 844}) \\
 \text{Diameter Nominal} &= 6 \text{ in Sch 40} \\
 ID &= 6.065 \text{ in} = 5.0521 \text{ ft} \\
 A &= 28.9 \text{ in}^2 = 0.2006 \text{ ft}^2 \\
 \mu \text{ campuran} &= 1.52 \text{ cp} \\
 &= 0.001 \text{ lbm/ft.s} \\
 &= 0.0015 \text{ kg/m.s}
 \end{aligned}$$

Check jenis Aliran

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan alir, } v &= \frac{0.4280 \text{ ft}^3/\text{s}}{0.2006 \text{ ft}^2} \\
 &= 2.1339 \text{ ft/s} \\
 N_{re} &= \frac{\rho \times D \times v}{\mu} \\
 &= 1245472.14
 \end{aligned}$$

Perhitungan Friction Losses :

a. Sudden contraction

Friksi yang terjadi karena adanya perpindahan dari luas penampang besar ke luas penampang kecil

$$K_c = 0.55 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)$$

(Geankoplis, pers. 2.10-16, hlm 93)

$$\text{Karena } A_1 \gg A_2, \text{ maka : } \frac{A_2}{A_1} = 0$$

$$\text{Jadi, } K_c = 0.55 \text{ dan } \alpha = 1.00 \text{ (Turbulen)}$$

$$h_c = K_c \times \frac{v^2}{2 \alpha}$$

Maka : *(Geankoplis, pers. 2.10-16, hlm 93)*

$$= \frac{0.55 \times (2.13)^2}{2 \times 1.00}$$

$$= 1.252245 \text{ ft.lbf/lbm}$$

b. 3 friksi didalam elbow 90°

Diketahui harga K_f : *(Geankoplis, tabel 2.10-1, hlm 93)*

$$\text{Elbow } 90^\circ \quad K_f = 0.75 \quad g_c = 32.174 \text{ ft.lbm/lbf.s}^2$$

Friksi pada elbow (Gravity)

Digunakan 3 buah elbow 90° :

Untuk aliran turbulen

friksi pada elbow:

$$h_{f1} = K_f \times \frac{v^2}{2 g_c} \quad (\text{Pers.2.10-17,Geankoplis})$$

$$= 0.75 \times \frac{(2.134)^2}{2 \times 32.174}$$

$$= \frac{3.415214}{64.348}$$

$$= 0.053074 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$= 0.159222 \text{ ft.lbf/lbm} \quad (3 \text{ elbow})$$

c. Friksi pada valve

Digunakan 2 buah Globe valve wide open

Untuk aliran turbulen,

friksi pada valve $K_f = 6$ *(Geankoplis, tabel 2.10-1, hlm 93)*

$$h_{f2} = K_f \times \frac{v^2}{2 g_c} \quad (\text{Pers.2.10-17,Geankoplis})$$

$$= 6 \times \frac{(2.134)^2}{2 \times 32.174}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{2^2 \times 32}{27.32171} \\
 &= \frac{128}{27.32171} \\
 &= 4.684593 \text{ ft.lbf/lbm} \\
 &= 0.849186 \text{ ft.lbf/lbm} \quad (2 \text{ valve})
 \end{aligned}$$

Total friksi pada sambungan dan valve adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 \Sigma h_f &= h_{f1} + h_{f2} \\
 &= 0.1592 + 0.8492 \\
 &= 1.0084 \text{ ft.lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

d. Friksi pada pipa lurus :

Perhitungan panjang total pipa lurus :

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang pipa dari tangki ke pompa} &= 2 \text{ m} \\
 \text{Panjang pipa dari pompa ke elbow 1} &= 1 \text{ m} \\
 \text{Panjang pipa dari elbow 1 ke elbow 2} &= 7 \text{ m} \\
 \text{Panjang pipa dari elbow 2 ke tangki hidrolisa} &= 4 \text{ m} \\
 \text{Panjang total pipa lurus} &= 14 \text{ m} \\
 &= 46 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Bahan pipa yang Commercial Steel

$$\begin{aligned}
 \epsilon &= 0.000046 \text{ m} \quad (\text{Geankoplis, figure 2.10-3 hal 88}) \\
 &= 0.00015092 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$ID = 5.052 \text{ ft}$$

$$N_{Re} = 1245472 \quad (\text{Aliran turbulen})$$

Maka :

$$\epsilon/D = \frac{0.000046}{5.052}$$

$$= 0.0000 \text{ m}$$

$$f = 0.015 \quad (\text{Geankoplis Gb. 2.10-3, hlm 88})$$

$$\begin{aligned}
F_f &= 4 \times f \times \frac{\Delta L \times v^2}{D \times 2 g_c} \quad (\text{Geankoplis, hlm 89}) \\
&= 4 \times 0.0150 \times \frac{45.9 \times (2.13)^2}{5.0521 \times 2 \times 32.17} \\
&= \frac{12.5493}{325.10} \\
&= 0.038602 \text{ ft.lbf/lbm}
\end{aligned}$$

e. Sudden Expansion

$A_2 \gg A_1$, sehingga A_1/A_2 bisa diabaikan

$$\begin{aligned}
K_{ex} &= 1 - A_1/A_2 = 1 \\
h_{ex} &= K_{ex} \frac{v^2}{2\alpha} \quad (\text{Pers.2.10-15, Geankoplis}) \\
&= 1 \times \frac{(2.134)^2}{2 \times 1} \\
&= 2.27681 \text{ ft.lbf/lbm}
\end{aligned}$$

Friksi total pada pompa adalah :

$$\begin{aligned}
\Sigma F &= h_c + \Sigma h_f + F_f + h_{ex} \\
&= 1.2522 + 1.0084 + 0.0386 + 2.2768 \\
&= 4.5761 \text{ ft.lbf/lbm}
\end{aligned}$$

Menentukan daya pompa

Persamaan Bernoulli *(Pers.2.7-29, Geankoplis)*

$$- W_s = \frac{\Delta P}{\rho} + (Z_2 - Z_1) \times \frac{g}{g_c} + \frac{(v_2^2 - v_1^2)}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} - \Sigma F$$

Dimana :

$$\begin{aligned}
\Delta P &= P_2 - P_1 = 0 \\
(v_2^2 - v_1^2) &= 0 \text{ ft/s}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
Z_2 - Z_1 &= 7 \text{ m} = 23 \text{ ft} \\
\Sigma F &= 4.5761 \text{ ft.lbm.lbf} \\
- W_s &= \frac{0}{118} + 23 \times 1 + \\
&\quad \frac{0}{2 \times 0.5 \times 32} - 4.5761 \\
&= 0 + 23 + 0 - 4.5760653 \\
- W_s &= 18.39 \text{ ft.lbf/lbm} \\
W_s &= -22.97 \text{ ft.lbf/lbm}
\end{aligned}$$

diperoleh efisiensi pompa adalah 60 %

$$1 \text{ ft}^3/\text{s} = 448.831 \text{ gal/min},$$

maka $Q_f = 192.0961 \text{ gal/min}$ (Timmerhaus, Figure.1437 hal 520)

$$\begin{aligned}
W_s &= -\eta_p \times W_p \\
-22.97 &= -0.6 \times W_p \\
W_p &= 38 \text{ ft.lbf/lbm}
\end{aligned}$$

(Timmerhaus, Figure.1438 hal 521)

Brake Horse power = mass flow rate x W_p

Dimana,

$$\begin{aligned}
\text{mass flow rate} &= 82803 \text{ kg/jam} \\
&= 50.68 \text{ lbm/s} \\
W_p &= 38 \text{ J/kg}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Brake Horse power} &= \frac{50.68 \times 38}{550} \\
&= 3.5273 \text{ HP}
\end{aligned}$$

Dari (Timmerhaus, Figure.1438 hal 521) diperoleh efisiensi motor 80 %

$$\begin{aligned}
\text{Power motor} &= \frac{\text{BHP}}{\eta} \\
&= \frac{3.5}{0.8}
\end{aligned}$$

$$0.8$$

$$= 4.4092 \text{ HP}$$

pompa yang digunakan adalah dengan kerja 0.38 HP

Head pompa

$$\begin{aligned} \text{Head pompa} &= \Delta Z + (\Sigma F \text{ (gc/g)}) \\ &= 22.966 \text{ ft} + 4.5760653 \text{ ft.lbm/lbf} \\ &\quad \times (32.174 \text{ ft.lbm/lbf.s}^2 / \\ &\quad 32.174 \text{ ft.lbm/lbf.s}^2) \\ &= 27.542 \text{ ft} \end{aligned}$$

Spesifikasi Alat :

Nama Alat	: Transfer Pump
Fungsi	: Memompa liquid (campuran starch) dari mixing tangki menuju tangki hidrolisa
Type	: Centrifugal pump
Bahan	: Carbon Steel, SA-283 grade C
Bahan Konstruksi	: Commercial Steel
Viskositas Larutan	: 1.52 cp
Power Pompa	: 3.5 HP
Head	: 28 ft
Ukuran Pipa	: 6 in Sch 40
Diameter Pipa Dalam	: 6.065 in
Diameter Pipa Luar	: 1.32 in
Jumlah	: 1 buah

C.9 Hidrolyzed Tank (R-210)

Fungsi	: Sebagai tempat terjadinya proses liquifikasi yaitu pemecahan rantai
--------	---

pati menjadi molekul molekul
dengan ikatan rantai yang lebih kecil
(dextrin)

Bentuk : Tangki Silinder, tutup atas dan bawah
berbentuk standar dished head

Tekanan Operasi : 1 atm : 14.7 psig

Suhu : 95 °C

Basis 1 hari

Komponen	Massa (kg)	Fraksi	sg	Fraksixsg
Air	1291732.59	0.6488	1	0.648848
Karbohidrat	259977.868	0.1306	1.53	0.199801
Gula tereduksi	202435.705	0.1017	1.54	0.156595
Serat kasar	213855.155	0.1074	1.53	0.163925
Protein	19279.5909	0.0097	0.35	0.00339
α -amilase	259.977868	0.0001	1	0.000131
glukoamylase	129.988934	7E-05	1	6.53E-05
Antifoam	19.8728091	1E-05	1.02	1.01E-05
Urea	2599.77868	0.0013	0.94	0.001228
Ammonium	519.955736	0.0003	0.81	0.000212
Total	1990810.48	1		1.174203

Rate massa : 331802 kg/4 jam

ρ larutan : (fraksi x sg) x ρ air

: 1.1742 x 1000 kg/m³

: 1174.2 kg/m³

: 1174.2 kg/m³ x 0.0624

: 73.303 lbm/ft³

Laju Volumetrik : 282.58 m³/4jam x 35.31

: 9979.1 ft³/4jam

Waktu tinggal : 4 jam

(NOVOZYME A/S, patent application no. PA 2000 01854)

Volume liquid : (Levelspiel, hal96)

$$V = V_o \times \tau$$

Volume liquid : 39916 ft³

: 24.389 m³

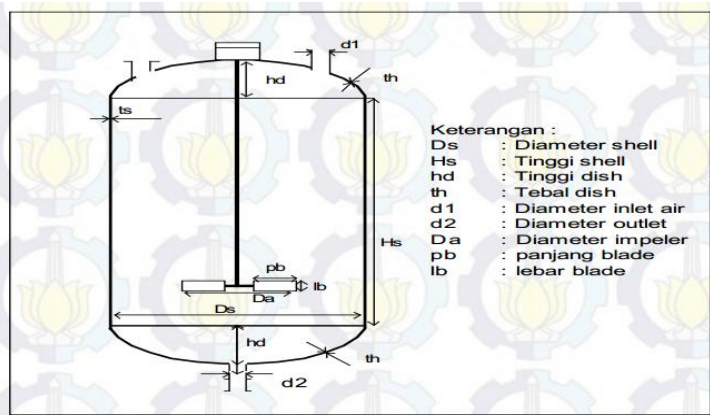
Asumsi : Larutan mengisi 80% volume tangki

Volume tangki = (100/80) x Volume larutan

Volume tangki = 100/80 x V larutan

= 1.25 x 24.39 m³

= 30.4866 m³



Mencari diametr tangki

Tutup atas dan bawah berupa standar dished head

$$V_{\text{tangki}} = V_{\text{tutup bawah}} + V_{\text{shell}} + V_{\text{tutup atas}}$$

$$V_{\text{tutup bawah}} = 0.0847 D^3$$

$$V_{\text{tutup atas}} = 0.0847 D^3$$

$$\text{Ditetapkan } L_s = 1.5 D$$

$$V_{\text{shell}} = 0.7854 D^2 L_s$$

$$= 1.1781 D^3$$

$$\text{Volume tangki} = 0.0847 D^3 + 1.18 D^3 +$$

$$\begin{aligned}
0.0847 D^3 \\
30.4866 &= 1.3469 D^3 \\
D^3 &= 22.635 \\
D_{\text{tangki}} &= 2.8287 \text{ m} \\
&= 111.37 \text{ in}
\end{aligned}$$

Menurut standar ASME, diambil $D_{o \text{ shell}} = 114 \text{ in}$
 $= 2.9 \text{ m}$

$$\begin{aligned}
H_{\text{tangki}} &= 171 \text{ in} \\
&= 4.3434 \text{ m}
\end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned}
V_{\text{tangki}} \text{ sesuai standard} &= 0.0847 D^3 + 0.785 \\
&\quad D_i^2 L_s + 0.0847 D^3 \\
&= 1995491.6 \text{ in}^3 \\
&= 32.700249 \text{ m}^3
\end{aligned}$$

Mencari tinggi liquids dalam tangki :

$$\begin{aligned}
\text{Volume liquid} &= V_{\text{tutup bawah}} + V_{\text{liquid dalam tangki}} \\
24.3893 &= 0.0847 D^3 + \frac{\pi}{4} \times OD^2 H_{\text{liquid}} \\
24.3893 &= 2.0564 + 6.6 H_{\text{liquid}} \\
H_{\text{liquid}} &= 3.3931 \text{ m} \\
&= 133.587 \text{ in} \\
&= 11.128 \text{ ft}
\end{aligned}$$

Menentukan Tekanan Desain Bejana

$$\begin{aligned}
P_{\text{udara luar}} &= 14.7 \text{ psia} \\
\boxed{1 \text{ psia}} &= \boxed{6894.8 \text{ kg/m.s}} \\
P_{\text{total}} &= P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{udara luar}} \\
&= (\rho \cdot g \cdot H \text{ larutan}) + 14.7 \text{ psia}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 39045.26 \text{ N/m}^2 + 14.7 \text{ psia} \\
 &= 5.664598 \text{ psia} + 14.7 \text{ psia} \\
 &= 20.365 \text{ psia} \\
 P_{\text{gage}} &= 20.365 \text{ psia} - 14.7 \text{ psia} \\
 &= 5.665 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

Maka:

$$\begin{aligned}
 P_{\text{desain}} &= 1.05 \times P_{\text{gage}} \\
 &= 1.05 \times 5.6646 \text{ psig} \\
 &= 5.9478 \text{ psig} \\
 &= 20.648 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

Menentukan Tebal Tangki

Tebal pada bagian silinder = t_s

Dipergunakan material dari Stainless Steel tipe 304, grade 3 (SA-167)

(App. D, Brownell, hal : 342)

$$f_{\text{allowable}} = 18750 \text{ psi}$$

$$\text{Faktor korosi (c)} = 0.125 \text{ in}$$

Sambungan untuk pengelasan dipilih tipe double welded butt joint

$$\text{Efisiensi las. (E)} = 0.8$$

$$t_s = \frac{P_d \times D_o}{2 \times (f \times E + 0.4 \times Pd)} + c$$

Dimana:

t_s = Tebal minimum silinder, in

P_d = Tekanan desain, psi

f = Allowable stress maksimum, psi

OD = Diameter luar silinder, in

E = Efisiensi sambungan las

C = Tebal korosi, in

$$t_s = \frac{20.648 \times 114}{2 \times (18750 \times 0.8 + 0.4 \times 20.7)} + 0.13$$

$$t_s = 0.203419 \text{ in}$$

$$t_s = \frac{3.254697}{16} \text{ in}$$

$$\text{Standarisasi } t_s = \frac{4}{16} \text{ in}$$

$$\text{Tebal shell standar} = 0.25 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Check : ID} &= \text{OD} - 2 t_s \\ &= 114 - 0.500 \\ &= 113.50 \text{ in} \\ &= 9.4546 \text{ ft} \\ &= 2.8836 \text{ m} \end{aligned}$$

Tutup bawah berupa standard dished head

$$r_c = 108 \text{ in}$$

$$t_{ha} = \frac{0.885 \times P_d \times r_c}{(f \times E - 0.1 \times P_d)} + c$$

$$t_{ha} = \frac{0.885 \times 20.648 \times 108}{(18750 \times 0.8 - 0.1 \times 20.648)} + 0.13$$

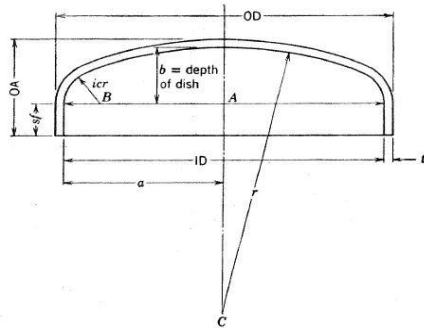
$$t_{ha} = 0.2566 \text{ in}$$

$$t_{ha} = \frac{4.1054}{16} \text{ in}$$

$$\text{Tebal tutup standar} = \frac{5}{16} \text{ in}$$

$$= 0.3125 \text{ in}$$

dari tabel yang didapat : range sf 1.5 - 3 dipilih = 3



$$\text{Inside Corner Radius (icr)} = 6.88 \text{ in}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr$$

$$AB = \frac{113.50}{2} - 6.88$$

$$AB = 49.875 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} BC &= r_c - icr \\ &= 108 - 6.875 \\ &= 101.13 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r_c - (BC^2 - AB^2)^{0.5} \\ &= 108 - 87.97 \\ &= 20.03 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tutup bawah (OA)} &= t + b + sf \\ &= 23.34 \text{ in} = 0.59 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total tangki} &= \text{tinggi silinder} + \\ &\quad \text{tinggi tutup bawah} + \\ &\quad \text{tinggi tutup atas} \\ &= 171 + 23.34 + \\ &\quad 23.34 \\ &= 217.7 \text{ in} \\ &= 18.133 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$= 5.5306 \text{ m}$$

Perhitungan diameter Nozzle

$$\begin{aligned}\text{Flowrate feed} &= 282.58 \text{ m}^3/4\text{jam} \\ &= 41.574 \text{ ft}^3/\text{s}\end{aligned}$$

Asumsi aliran Turbulen ($N_{re} > 2100$)

(Peter Timmerhaus Ed IV hal 496)

$D_{i \text{ optimum}}$	$=$	3.9	\times	$Q_f^{0.45}$	\times	$\rho^{0.13}$
-------------------------	-----	-------	----------	--------------	----------	---------------

Dimana :

$$\begin{aligned}Q_f &= 41.57 \text{ ft}^3/\text{s} \\ \rho \text{ larutan} &= 73.303 \text{ lbm/cuft} \\ D_{i \text{ optimum}} &= 36.475 \text{ in} \quad (\text{Kern, table 11 hal 844}) \\ \text{Diameter Nominal} &= 8 \text{ in Sch 40} \\ ID &= 7.981 \text{ in} = 6.6482 \text{ ft} \\ A &= 50 \text{ in}^2 = 0.347 \text{ ft}^2 \\ \mu \text{ campuran} &= 0.94 \text{ cp} \\ &= 0.0006 \text{ lbm/ft.s} \\ &= 0.0009 \text{ kg/m.s}\end{aligned}$$

Check jenis Aliran

$$\begin{aligned}\text{Kecepatan alir, } v &= \frac{41.57 \text{ ft}^3/\text{s}}{0.347 \text{ ft}^2} \\ &= 119.81 \text{ ft/s} \\ N_{re} &= \frac{\rho \times D \times v}{\mu} \\ &= 92018396\end{aligned}$$

Karena $N_{re} > 2100$ maka asumsi aliran turbulen sudah benar, sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih 8 in Sch 40

Penentuan Type Pengaduk (Geankoplis, Table 3.4-1. p:158)

Direncanakan dipakai pengaduk dikendalikan dengan roda gigi (geer driven) untuk pengaduk dengan kerja yang cukup berat (medium-duty for suspension solid), digunakan pengaduk dengan model six blade turbine type propeller

$$D_a/D_t = 0.3 \rightarrow D_a = 0.8687 \text{ m}$$

$$D_a/W = 5 \rightarrow W = 0.1737 \text{ m}$$

$$L_a/D_a = 0.25 \rightarrow L_a = 0.2172 \text{ m}$$

$$C/D_t = 0.333 \rightarrow C = 0.9652 \text{ m}$$

$$N = 500 \text{ rpm} \rightarrow = 8.3 \text{ rps}$$

Dimana,

D_a : diameter agitator

D_t : diameter tangki

W : lebar pengaduk

L_a : panjang daun pengaduk

C : jarak pengaduk dari dasar tangki

J : lebar *baffle*

N : kecepatan putar

Penentuan putaran pengaduk (Geankoplis hal 141)

$$V \text{ (kec. Putaran pengaduk)} = D_a \times N$$

$$\text{Keterangan : } v = \text{Peripheral speed (m/min)}$$

Untuk pengaduk jenis turbin :

$$\text{Peripheral speed} = 420 - 1750 \text{ m/min}$$

$$D_a = \text{Diameter pengaduk (m)}$$

$$N = \text{Putaran pengaduk}$$

Diambil putaran pengaduk sebesar 500 rpm

$$\text{Jumlah putaran (N)} = 500 \text{ rpm} = 8.3 \text{ rps}$$

$$D_a = 0.8687 \text{ m} = 2.85 \text{ ft}$$

$$N_{re} = \frac{D_a^2 N \rho}{\mu} = 7819668.72$$

Karena $N_{re} > 2100$ (Turbulen), maka digunakan baffle

Karena $N_{re} > 2100$, maka diperlukan 4 buah baffle, 90°

$$\begin{aligned} \text{Lebar baffle (J)} &= 1/12 * D_a \\ J &= 0.084 \times 0.8687 \\ J &= 0.0724 \text{ m} \\ &= 0.2375 \text{ ft} \end{aligned}$$

Perhitungan power pengaduk

$$N_p = 5 \quad (\text{Geankoplis, Figure 3.4-4. p:145})$$

$$\begin{aligned} P &= N_p \rho N^3 D_a^5 \\ &= 5 \times 1174.2 \times 8.3^3 \times 0.8687^5 \\ &= 1660529 \text{ W} \\ &= 1660.529 \text{ kW} \quad (1 \text{ kW} = 1.34 \text{ hp}) \\ &= 2225.109 \text{ hp} \end{aligned}$$

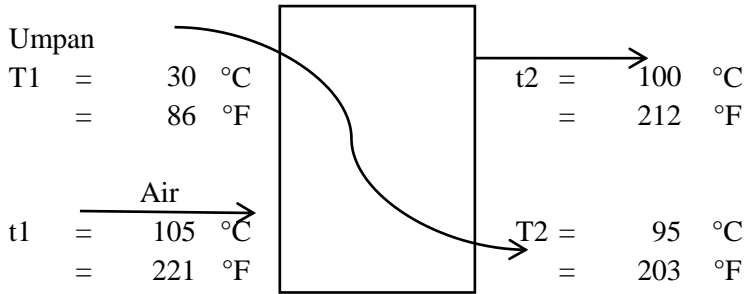
Daya motor (P_i):

$$h_{\text{motor}} = 95\% \quad (\text{Timmerhauss, p:520})$$

$$P_i = \frac{P}{h} = \frac{2225.1}{95\%} = 2342.2 \text{ hp}$$

Jadi, digunakan daya motor = 2342.22 hp

Perencanaan Coil Pemanas



$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{(T1 - t1) - (T2 - t2)}{\ln ((T1 - t1)/(T2 - t2))} \\ &= 26.05307\text{ }^{\circ}\text{F} \\ Q &= 43832563\text{ kkal/hari} \\ &= 1826357\text{ kkal/jam} \\ &= 7242728\text{ BTU/jam} \\ \text{Massa steam} &= 119833\text{ kg/hari} \\ &= 4993.042\text{ kg/jam} \\ &= 11007.76\text{ lbm/jam} \\ L &= 0.7123\text{ ft} \\ \rho &= 1174.203\text{ kg/m}^3 \\ &= 73.3031\text{ lbm/ft}^3 \\ N &= 125\text{ rpm} \\ &= 7500\text{ rps} \\ k &= 0.36\text{ BTU/jam.ft}^2\text{ x }^{\circ}\text{F/ft} \\ cp &= 1\text{ kkal/kg}^{\circ}\text{C} \\ &= 1\text{ BTU/lbm}^{\circ}\text{F} \\ \mu &= 0.0006\text{ lbm/ft.s} \\ (\mu/\mu_w)^{0.14} &= 1 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Idtube} &= 7.981 \text{ ft} \quad (8 \text{ in Sch 40}) \\
 \text{Nre} &= \frac{L^2 \times N \times \rho}{\mu} \\
 &= 439631167.40 \\
 j &= 1000 \quad (\text{fig. 24, Kern hal 834})
 \end{aligned}$$

Perhitungan (Kern hal 722)

$$\begin{aligned}
 \text{hc. Dt / k} &= 0.87 \times (L^2 \cdot N \cdot \rho / \mu)^{2/3} \times (c \cdot \mu/k)^{1/3} \times (\mu/\mu_w)^{0.14} \\
 \text{hc. Dt / k} &= 0.85 \times (4.40\text{E}+08)^{2/3} \times (0.00)^{1/3} \times 1 \\
 \text{hc. J. Dt} &= 491448.4 / k \\
 \text{hc} &= \frac{491448.4 \times 0.36 \times 1000}{7.981} \\
 \text{hc} &= 22167825.71 \text{ BTU/jam.ft}^2\text{°F}
 \end{aligned}$$

Ditetapkan ukuran tube : 1"BWG 14

$$\begin{aligned}
 A &= 0.546 \text{ ft}^2 & \text{ID}_{\text{coil}} &= 0.83 \text{ in} \\
 a'' &= 0.2618 \text{ ft}^2 & \text{OD}_{\text{coil}} &= 1 \text{ in} \\
 h_{\text{io}} &= 1500 \text{ BTU/jam.ft}^2\text{°F} & & 0.083 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter lilitan} &= \text{ID}_{\text{tube}} - 2 \times \text{OD}_{\text{coil}} \\
 &= 7.981 - 2 \times 0.083 \\
 &= 7.815 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Ditetapkan $R_d = 0.002$

$$\text{Uc} = \frac{h_c \times h_{\text{io}}}{1}$$

$$\begin{aligned}
 & h_c + h_{io} \\
 &= \frac{22167825.7 \times 1500}{22167825.7 + 1500} \\
 &= 1499.89851
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \frac{1}{U_d} &= \frac{1}{U_c} + R_d \\
 \frac{1}{U_d} &= \frac{1}{1499.9} + 0.002 \\
 \frac{1}{U_d} &= 0.002666712 \\
 U_d &= 375
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 DT_{LMTD} &= 26.0530718 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 A &= Q/(U_D \times DT_{LMTD}) \\
 A &= 7242728.34 / (375 \times 26) \\
 A &= 741.34325 \\
 \text{Panjang lilitan} &= A/a'' \\
 &= 2831.7
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Banyak lilitan} &= \text{panjang lilitan} / \pi \times (\text{diameter lilitan}/12) \\
 &= 587.3105
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Ditetapkan} &= 590 \text{ lilitan} \\
 \text{Jarak antara lilitan} &= 1.8 \text{ in} \\
 \text{Jarak coil dari dasar tangki} &= 10 \text{ in} \\
 \text{Tinggi coil} &= (150 \times 0.5) \\
 &+ ((150 - 1) \times 1.8) +
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &10 \\
 &= 141 \text{ in} \\
 &= 11 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

tinggi koil (ft) lebih kecil dari tinggi fluida (ft), maka coil dapat digunakan

Spesifikasi alat :
Hidrolized Tank

Bentuk	:	Cylinder Tank dengan tutup atas dan bawah berbentuk standard dished head dilengkapi dengan pengaduk model six flat blade turbin jenis propeller
Diameter	:	2.9 m
Tinggi Tangki	:	4.3 m
Tebal tangki	:	0.3 in
Total tinggi tangki	:	5.5306 m
Volume tangki	:	32.7 m ³
Volume liq. Maks	:	24.39 m ³
Material	:	Stainless steel type 304, grade 3 (SA-167)
Pengelasan	:	Double Welded Butt Joint
Jumlah	:	1 buah

Coil Pemanas

Diameter koil	:	7.8 ft
Panjang lilitan	:	2831.7
Jumlah lilitan	:	587 lilitan
Jarak antar lilitan	:	1.8 in
Tinggi koil	:	141 in
Material	:	Stainless steel type 304,

Agitator

Model	: Six Flat Blade Turbine
Type	: Propeller
Diameter propeller	: 0.8687 m
Lebar blade	: 0.1737 m
Panjang blade	: 0.2172 m
Kec. Pengadukan	: 500 rpm
Power Motor	: 2342.2 kW
Jumlah blade	: 6 buah (1 pengaduk = 6 blade)
Jumlah pengaduk	: 1 buah
Material	: Stainless steel type 304,

C.10 Seed Tank (R-222)

Fungsi	: Mengembangbiakan mikroorganisme sebelum masuk kedalam fermentor
Bentuk	: Tangki silinder, tutup atas dan bawah berbentuk standar dished head
P _{udara luar}	: 14.7 psi
Suhu larutan	: 33 °C = 91.4 °F
Basis 1 hari	

Komponen	Massa (kg)	Fraksi	sg	Fraksixsg
Air	39842.2075	0.2	1	0.199992
Gula	123510.843	0.62	1.5	0.929963
Impuritis	35857.9867	0.18	1	0.179993
Ammo. Sulfat	0.05199557	3E-07	1.06	2.75E-07
S. Cereviceae	0.80795351	4E-06	1.04	4.22E-06
Udara	7.12300672	4E-05	1	3.58E-05
Total	199219.02	1		1.309988

Rate massa liquid	: 8300.8 kg/jam	1 kg = 2.2046 lbm
-------------------	-----------------	-------------------

$$\begin{aligned}
 & : 18300 \text{ lbm/jam} \\
 \rho \text{ larutan} & : (\text{fraksi} \times \text{sg}) \times \rho \text{ air} \\
 & : 1.31 \times 1000 \text{ kg/m}^3 \\
 & : 1310 \text{ kg/m}^3 \\
 & : 1310 \text{ kg/m}^3 \times 0.0624 \\
 & : 81.78 \text{ lbm/ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \mu \text{ air (T = 30 } ^\circ\text{C)} & = 0.8007 \text{ cp} \\
 & = 2.88 \text{ kg/m.jam}
 \end{aligned}$$

$$\rho \text{ air (T = 30} ^\circ\text{C)} = 995.68 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned}
 \mu \text{ larutan} & : 1.05 \text{ cp} \\
 & : 0.7079 \text{ lbm/ft.s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Laju Volumetrik} & : 6.3365 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 & : 0.0018 \text{ m}^3/\text{s} \\
 & : 223.74 \text{ ft}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

$$\text{Waktu tinggal} : 24 \text{ jam}$$

(NOVOZYME A/S, patent application no. PA 2000 01854)

$$\text{Volume liquid} : \text{ (Levelspiel, hal96)}$$

$$V = V_0 \times \tau$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume liquid} & : 5369.8 \text{ ft}^3 \\
 & : 152.06 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

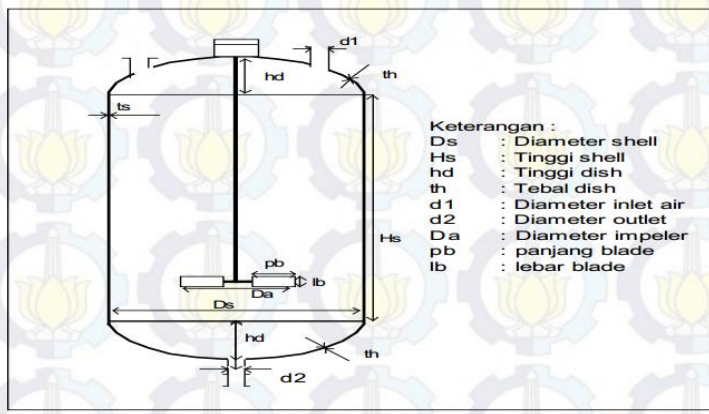
Asumsi : Larutan mengisi 80% volume tangki

$$\text{Volume tangki} = (100/80) \times \text{Volume larutan}$$

$$\text{Volume tangki} = 100/80 \times V \text{ larutan}$$

$$= 1.25 \times 152.06 \text{ m}^3$$

$$= 190.0708 \text{ m}^3$$



Mencari diametr tangki

Tutup atas dan bawah berupa standar dished head

$$V_{\text{tangki}} = V_{\text{tutup bawah}} + V_{\text{shell}} + V_{\text{tutup atas}}$$

$$V_{\text{tutup bawah}} = 0.0847 D^3$$

$$V_{\text{tutup atas}} = 0.0847 D^3$$

$$\text{Ditetapkan } L_s = 1.5 D$$

$$V_{\text{shell}} = 0.7854 D^2 L_s$$

$$= 1.1781 D^3$$

$$\text{Volume tangki} = 0.0847 D^3 + 1.18 D^3 + 0.0847 D^3$$

$$190.0708 = 1.3469 D^3$$

$$D^3 = 141.12$$

$$D_{\text{tangki}} = 5.2063 \text{ m}$$

$$= 204.97 \text{ in}$$

$$\text{Menurut standar ASME, diambil } D_{o \text{ shell}} = 204 \text{ in}$$

$$= 5.2 \text{ m}$$

$$H_{\text{tangki}} = 306 \text{ in}$$

$$= 7.7724 \quad \text{m}$$

Maka,

$$\begin{aligned} V_{\text{tangki}} \quad \text{sesuai standard} &= 0.0847 D^3 + 0.785 \\ &\quad D_i^2 L_s + 0.0847 D^3 \\ &= 11434728 \quad \text{in}^3 \\ &= 187.38163 \quad \text{m}^3 \end{aligned}$$

Mencari tinggi liquid dalam tangki :

$$\begin{aligned} \text{Volume liquid} &= V_{\text{tutup bawah}} + V_{\text{liquid dalam tangki}} \\ 152.0567 &= 0.0847 D^3 + \pi/4 \times OD^2 H_{\text{liquid}} \\ 152.0567 &= 11.7835 + 21 H_{\text{liquid}} \\ H_{\text{liquid}} &= 6.6554 \quad \text{m} \\ &= 262.026 \quad \text{in} \\ &= 21.827 \quad \text{ft} \end{aligned}$$

Menentukan Tekanan Desain Bejana

$$\begin{aligned} P_{\text{udara luar}} &= 14.7 \quad \text{psia} \\ \boxed{1 \text{ psia}} &= \boxed{6894.8 \quad \text{kg/m.s}} \\ P_{\text{total}} &= P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{udara luar}} \\ &= (\rho \cdot g \cdot H \text{ larutan}) + 14.7 \quad \text{psia} \\ &= 85441.8 \quad \text{N/m}^2 + 14.7 \quad \text{psia} \\ &= 12.3957 \quad \text{psia} + 14.7 \quad \text{psia} \\ &= 27.096 \quad \text{psia} \\ P_{\text{gage}} &= 27.096 \quad \text{psia} - 14.7 \quad \text{psia} \\ &= 12.396 \quad \text{psig} \end{aligned}$$

Maka:

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= 1.05 \times P_{\text{gage}} \\ &= 1.05 \times 12.3957 \quad \text{psig} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 13.02 \quad \text{psig} \\
 &= 27.715 \quad \text{psia}
 \end{aligned}$$

Menentukan Tebal Tangki

Tebal pada bagian silinder = t_s

Dipergunakan material dari Stainless Steel type 304,
grade 3 (SA-167)

(App. D, Brownell, hal : 342)

$$f_{\text{allowable}} = 18750 \quad \text{psi}$$

$$\text{Faktor korosi (c)} = 0.125 \quad \text{in}$$

Sambungan untuk pengelasan dipilih tipe
double welded butt joint

$$\text{Efisiensi las. (E)} = 0.8$$

$$t_s = \frac{P_d \times D_o}{2 \times (f \times E + 0.4 \times Pd)} + c$$

Dimana:

t_s = Tebal minimum silinder, in

P_d = Tekanan desain, psi

f = *Allowable stress* maksimum, psi

OD = Diameter luar silinder, in

E = Efisiensi sambungan las

C = Tebal korosi, in

$$t_s = \frac{27.715 \times 204}{2 \times (18750 \times 0.8 + 0.4 \times 20)} + 0.13$$

$$t_s = 0.313326 \quad \text{in}$$

$$t_s = \frac{5.013218}{16} \quad \text{in}$$

$$\text{Standarisasi } t_s = \frac{4}{16} \quad \text{in}$$

$$\text{Tebal shell standar} = 0.25 \quad \text{in}$$

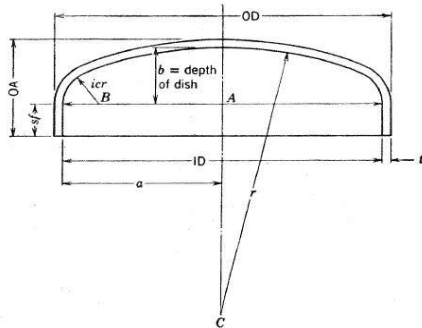
$$\begin{aligned}
 \text{Check :} \quad \text{ID} &= \text{OD} - 2 t_s \\
 &= 204 - 0.500 \\
 &= 203.50 \text{ in} \\
 &= 16.952 \text{ ft} \\
 &= 5.1702 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Tutup bawah berupa standard dished head

$$\begin{aligned}
 r_c &= 120 \text{ in} \\
 t_{ha} &= \frac{0.885 \times P_d \times r_c}{(f \times E - 0.1 \times P_d)} + c \\
 t_{ha} &= \frac{0.885 \times 27.715 \times 120}{(18750 \times 0.8 - 0.1 \times 22.000)} + 0.13 \\
 t_{ha} &= 0.3213 \text{ in} \\
 t_{ha} &= \frac{5.1402 \text{ in}}{16}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal tutup standard} &= \frac{6}{16} \text{ in} \\
 &= 0.375 \text{ in}
 \end{aligned}$$

dari tabel yang didapat : range sf 1.5 - 3 dipilih = 3



$$\begin{aligned}
 \text{Inside Corner Radius (icr)} &= 7.63 \text{ in} \\
 \text{AB} &= \frac{\text{ID}}{2} - \text{icr}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 AB &= \frac{203.50}{2} - 7.63 \\
 AB &= 94.125 \text{ in} \\
 BC &= r_c - icr \\
 &= 120 - 7.625 \\
 &= 112.38 \text{ in} \\
 b &= r_c - (BC^2 - AB^2)^{0.5} \\
 &= 120 - 61.389 \\
 &= 58.61 \text{ in} \\
 \text{Tutup bawah (OA)} &= t + b + sf \\
 &= 61.99 \text{ in} = 1.57 \text{ m} \\
 \text{Tinggi total tangki} &= \text{tinggi silinder} + \\
 &\quad \text{tinggi tutup bawah} + \\
 &\quad \text{tinggi tutup atas} \\
 &= 306 + 61.99 + \\
 &\quad 61.99 \\
 &= 430.0 \text{ in} \\
 &= 35.817 \text{ ft} \\
 &= 10.924 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Perhitungan diameter Nozzle

$$\begin{aligned}
 \text{Flowrate feed} &= 6.34 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 0.9323 \text{ ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Asumsi aliran Turbulen ($N_{re} > 2100$)

(Peter Timmerhaus Ed IV hal 496)

$D_{i \text{ optimum}} = 3.9 \times Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13}$
--

Dimana :

$$\begin{aligned}
 Q_f &= 0.9323 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 \rho \text{ larutan} &= 81.78 \text{ lbm/cuft} \\
 D_{i \text{ optimum}} &= 6.6989 \text{ in} \quad (\text{Kern, table 11 hal 844})
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Diameter Nominal} &= 4 \text{ in Sch 40} \\
ID &= 4.026 \text{ in} = 3.3537 \text{ ft} \\
A &= 12.7 \text{ in}^2 = 0.0881 \text{ ft}^2 \\
\mu \text{ campuran} &= 1.05 \text{ cp} \\
&= 0.0007 \text{ lbm/ft.s} \\
&= 0.0011 \text{ kg/m.s} \\
\text{Check jenis Aliran} & \\
\text{Kecepatan alir, } v &= \frac{0.9323 \text{ ft}^3/\text{s}}{0.0881 \text{ ft}^2} \\
&= 10.577 \text{ ft/s} \\
N_{re} &= \frac{\rho \times D \times v}{\mu} \\
&= 4098021.561
\end{aligned}$$

Karena $N_{re} > 2100$ maka asumsi aliran turbulen sudah benar, sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih 4 in Sch 40

Penentuan Type Pengaduk *(Geankoplis, Table 3.4-1. p:158)*

Direncanakan dipakai pengaduk dikendalikan dengan roda gigi (geer driven) untuk pengaduk dengan kerja yang cukup berat (medium-duty for suspension solid), digunakan pengaduk dengan model six blade turbine type propeller

$$D_a/D_t = 0.3 \rightarrow D_a = 1.5545 \text{ m}$$

$$D_a/W = 5 \rightarrow W = 0.3109 \text{ m}$$

$$L_a/D_a = 0.25 \rightarrow L_a = 0.3886 \text{ m}$$

$$C/D_t = 0.333 \rightarrow C = 1.7272 \text{ m}$$

$$N = 400 \text{ rpm} \rightarrow = 6.7 \text{ rps}$$

Dimana,

D_a : diameter agitator

D_t : diameter tangki
 W : lebar pengaduk
 L_a : panjang daun pengaduk
 C : jarak pengaduk dari dasar tangki
 J : lebar *baffle*
 N : kecepatan putar

Penentuan putaran pengaduk (Geankoplis hal 141)

V (kec. Putaran pengaduk) = $D_a \times N$

Keterangan : v = *Peripheral speed* (m/min)

Untuk pengaduk jenis turbin :

Peripheral speed = 420 - 1750 m/min

D_a = Diameter pengaduk (m)

N = Putaran pengaduk

Diambil putaran pengaduk sebesar 400 rpm

Jumlah putaran (N) = 400 rpm = 6.7 rps

D_a = 1.5545 m = 5.1 ft

$$N_{re} = \frac{D_a^2 N \rho}{\mu} = 3421462.45$$

Karena $N_{re} > 2100$ (Turbulen), maka digunakan baffle

Karena $N_{re} > 2100$, maka diperlukan 4 buah baffle, 90°

Lebar baffle (J) = $1/12 \times D_a$

J = 0.084×1.5545

J = 0.1295 m

= 0.425 ft

Perhitungan power pengaduk

N_p = 5 (Geankoplis, Figure 3.4-4. p:145)

$$\begin{aligned}
 P &= N_p \rho N^3 D_a^5 \\
 &= 5 \times 1310 \times 6.7^3 \times 0.9601^5 \\
 &= 17880816 \text{ W} \\
 &= 17880.82 \text{ kW} \quad (1 \text{ kW} = 1.34 \text{ hp}) \\
 &= 23960.29 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Daya motor (Pi):

h motor = 95% (Timmerhauss, p:520)

$$P_i = \frac{P}{h} = \frac{23960}{95\%} = 25221 \text{ hp}$$

Jadi, digunakan daya motor = 25221 hp

Spesifikasi alat :

Seed Tank

Bentuk	: Cylinder Tank dengan tutup atas dan bawah berbentuk standard dished head dilengkapi dengan pengaduk model six flat blade turbin jenis propeller
Diameter	: 5.2 m
Tinggi Tangki	: 7.8 m
Tebal tangki	: 0.3 in
Total tinggi tangki	: 10.924 m
Volume tangki	: 187.38 m ³
Volume liq. Maks	: 152.06 m ³
Material	: Stainless steel type 304, grade 3 (SA-167)
Pengelasan	: Double Welded Butt Joint
Jumlah	: 2 buah

Agitator

Model	: Six Flat Blade Turbine
Type	: Propeller
Diameter propeller	: 1.5545 m
Lebar blade	: 0.3109 m
Panjang blade	: 0.3886 m
Kec. Pengadukan	: 400 rpm
Power Motor	: 25221 kW
Jumlah blade	: 6 buah (1 pengaduk = 6 blade)
Jumlah pengaduk	: 1 buah
Material	: Stainless steel type 304,

C.11 Fermentor (R-220)

Fungsi	: Sebagai tempat terjadinya proses mengubah glukosa menjadi ethanol
Bentuk	: Tangki Silinder, tutup atas dan bawah berbentuk standar dished head
Tekanan Operasi	: 1 atm : 14.7 psig
Suhu	: 32 °C
Rate massa	: 3581 kg/jam
ρ larutan	: 1243.7 kg/m ³ : 1243.7 kg/m ³ x 0.0624 : 77.644 lbm/ft ³
Laju Volumetrik	: 2.88 m ³ /jam x 35.31 : 101.67 ft ³ /jam
Waktu tinggal	: 48 jam
(NOVOZYME A/S, patent application no. PA 2000 01854)	
Volume liquid	: (Levelspiel, hal96)
V	$= V_0 \times \tau$

Volume liquid : 4880.4 ft³

: 138.2 m³

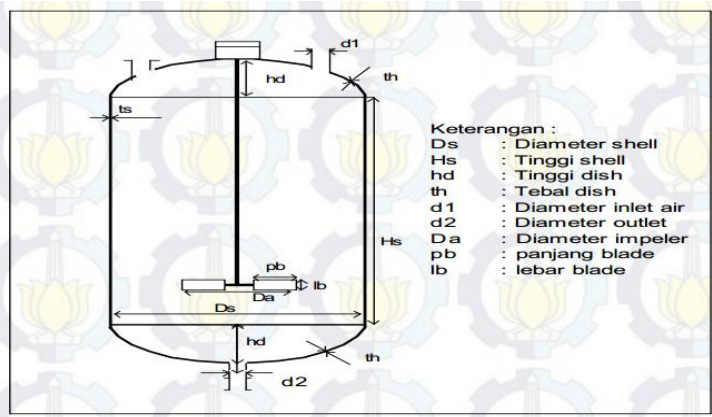
Asumsi : Larutan mengisi 80% volume tangki

Volume tangki = (100/80) x Volume larutan

Volume tangki = 100/80 x V larutan

= 1.25 x 138.20 m³

= 172.7453 m³



Mencari diametr tangki

Tutup atas dan bawah berupa standar dished head

$V_{\text{tangki}} = V_{\text{tutup bawah}} + V_{\text{shell}} + V_{\text{tutup atas}}$

$V_{\text{tutup bawah}} = 0.0847 D^3$

$V_{\text{tutup atas}} = 0.0847 D^3$

Ditetapkan $L_s = 1.5 D$

$V_{\text{shell}} = 0.7854 D^2 L_s$

= 1.1781 D³

Volume tangki = 0.0847 D³ + 1.18 D³ + 0.0847 D³

172.7453 = 1.3469 D³

D³ = 128.25

$$\begin{aligned} D_{\text{tangki}} &= 5.043 \text{ m} \\ &= 198.54 \text{ in} \end{aligned}$$

Menurut standar ASME, diambil $D_{\text{o shell}} = 204 \text{ in}$
 $= 5.2 \text{ m}$

$$\begin{aligned} H_{\text{tangki}} &= 306 \text{ in} \\ &= 7.7724 \text{ m} \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned} V_{\text{tangki}} \text{ sesuai standard} &= 0.0847 D^3 + 0.785 \\ &\quad D_i^2 L_s + 0.0847 D^3 \\ &= 11434728 \text{ in}^3 \\ &= 187.38163 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Mencari tinggi liquida dalam tangki :

$$\begin{aligned} \text{Volume liquid} &= V_{\text{tutup bawah}} + V_{\text{liquid dalam tangki}} \\ 138.1963 &= 0.0847 D^3 + \pi/4 \times OD^2 H_{\text{liquid}} \\ 138.1963 &= 11.7835 + 21 H_{\text{liquid}} \\ H_{\text{liquid}} &= 5.9978 \text{ m} \\ &= 236.135 \text{ in} \\ &= 19.67 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menentukan Tekanan Desain Bejana

$$P_{\text{udara luar}} = 14.7 \text{ psia}$$

1 psia	=	6894.8	kg/m.s
--------	---	--------	--------

$$\begin{aligned} P_{\text{total}} &= P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{udara luar}} \\ &= (\rho \cdot g \cdot H \text{ larutan}) + 14.7 \text{ psia} \\ &= 73105.2 \text{ N/m}^2 + 14.7 \text{ psia} \\ &= 10.60594 \text{ psia} + 14.7 \text{ psia} \\ &= 25.306 \text{ psia} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{gage}} &= 25.306 \text{ psia} - 14.7 \text{ psia} \\
 &= 10.606 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

Maka:

$$\begin{aligned}
 P_{\text{desain}} &= 1.05 \times P_{\text{gage}} \\
 &= 1.05 \times 10.6059 \text{ psig} \\
 &= 11.14 \text{ psig} \\
 &= 25.836 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

Menentukan Tebal Tangki

Tebal pada bagian silinder = t_s

Dipergunakan material dari Stainless Steel type 304,
grade 3 (SA-167)

(App. D, Brownell, hal : 342)

$$f_{\text{allowable}} = 18750 \text{ psi}$$

$$\text{Faktor korosi (c)} = 0.125 \text{ in}$$

Sambungan untuk pengelasan dipilih tipe
double welded butt joint

$$\text{Efisiensi las. (E)} = 0.8$$

$$t_s = \frac{P_d \times D_o}{2 \times (f \times E + 0.4 \times P_d)} + c$$

Dimana:

t_s = Tebal minimum silinder, in

P_d = Tekanan desain, psi

f = *Allowable stress* maksimum, psi

D_o = Diameter luar silinder, in

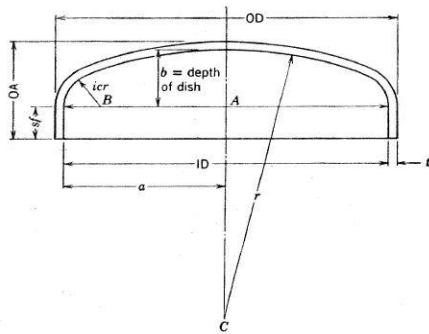
E = Efisiensi sambungan las

C = Tebal korosi, in

$$t_s = \frac{25.836 \times 204}{2 \times (18750 \times 0.8 + 0.4 \times 25.836)} + 0.13$$

$$\begin{aligned}
 t_s &= 0.300565 \text{ in} \\
 t_s &= \frac{4.809047}{16} \text{ in} \\
 \text{Standarisasi } t_s &= \frac{5}{16} \text{ in} \\
 \text{Tebal shell standar} &= 0.3125 \text{ in} \\
 \text{Check : ID} &= \text{OD} - 2 t_s \\
 &= 204 - 0.625 \\
 &= 203.38 \text{ in} \\
 &= 16.941 \text{ ft} \\
 &= 5.1670 \text{ m} \\
 \text{Tutup bawah berupa standard dished head} \\
 r_c &= 170 \text{ in} \\
 t_{ha} &= \frac{0.885 \times P_d \times r_c}{(f \times E - 0.1 \times P_d)} + c \\
 t_{ha} &= \frac{0.885 \times 25.836 \times 170}{(18750 \times 0.8 - 0.1 \times 25.836)} + 0.13 \\
 t_{ha} &= 0.3842 \text{ in} \\
 t_{ha} &= \frac{6.1469}{16} \text{ in} \\
 \text{Tebal tutup standard} &= \frac{7}{16} \text{ in} \\
 &= 0.4375 \text{ in}
 \end{aligned}$$

dari tabel yang didapat : range sf 1.5 - 3.5 dipilih = 3.5



$$\text{Inside Corner Radius (icr)} = 12.3 \text{ in}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr$$

$$AB = \frac{203.38}{2} - 12.25$$

$$AB = 89.438 \text{ in}$$

$$BC = r_c - icr$$

$$= 170 - 12.25$$

$$= 157.75 \text{ in}$$

$$b = r_c - (BC^2 - AB^2)^{0.5}$$

$$= 170 - 129.95$$

$$= 40.05 \text{ in}$$

$$\text{Tutup bawah (OA)} = t + b + sf$$

$$= 43.99 \text{ in} = 1.12 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi total tangki} = \text{tinggi silinder} +$$

$$\text{tinggi tutup bawah} +$$

$$\text{tinggi tutup atas}$$

$$= 306 + 43.99 +$$

$$43.99$$

$$= 394.0 \text{ in}$$

$$= 32.819 \text{ ft}$$

$$= 10.01 \text{ m}$$

Perhitungan diameter Nozzle

$$\begin{aligned} \text{Flowrate feed} &= 2.88 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0.4236 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Asumsi aliran Turbulen ($N_{re} > 2100$)

(Peter Timmerhaus Ed IV hal 496)

$D_{i \text{ optimum}}$	$=$	3.9	\times	$Q_f^{0.45}$	\times	$\rho^{0.13}$
-------------------------	-----	-------	----------	--------------	----------	---------------

Dimana :

$$\begin{aligned} Q_f &= 0.4236 \text{ ft}^3/\text{s} \\ \rho \text{ larutan} &= 77.644 \text{ lbm/cuft} \\ D_{i \text{ optimum}} &= 4.6655 \text{ in} \quad (\text{Kern, table 11 hal 844}) \\ \text{Diameter Nominal} &= 6 \text{ in Sch 40} \\ ID &= 6.065 \text{ in} = 5.0521 \text{ ft} \\ A &= 28.9 \text{ in}^2 = 0.2006 \text{ ft}^2 \\ \mu \text{ campuran} &= 1.00 \text{ cp} \\ &= 0.0007 \text{ lbm/ft.s} \\ &= 0.001 \text{ kg/m.s} \end{aligned}$$

Check jenis Aliran

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan alir, } v &= \frac{0.4236 \text{ ft}^3/\text{s}}{0.2006 \text{ ft}^2} \\ &= 2.112 \text{ ft/s} \\ N_{re} &= \frac{\rho \times D \times v}{\mu} \\ &= 1232651.315 \end{aligned}$$

Karena $N_{re} > 2100$ maka asumsi aliran turbulen sudah benar, sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih 6 in Sch 40

Penentuan Type Pengaduk (Geankoplis, Table 3.4-1. p:158)

Direncanakan dipakai pengaduk dikendalikan dengan roda gigi (geer driven) untuk pengaduk dengan kerja yang cukup berat (medium-duty for suspension solid), digunakan pengaduk dengan model six blade turbine type propeller

$$D_a/D_t = 0.3 \rightarrow D_a = 1.5545 \text{ m}$$

$$D_a/W = 5 \rightarrow W = 0.3109 \text{ m}$$

$$L_a/D_a = 0.25 \rightarrow L_a = 0.3886 \text{ m}$$

$$C/D_t = 0.333 \rightarrow C = 1.7272 \text{ m}$$

$$N = 500 \text{ rpm} \rightarrow = 8.3 \text{ rps}$$

Dimana,

D_a : diameter agitator

D_t : diameter tangki

W : lebar pengaduk

L_a : panjang daun pengaduk

C : jarak pengaduk dari dasar tangki

J : lebar *baffle*

N : kecepatan putar

Penentuan putaran pengaduk (Geankoplis hal 141)

$$V \text{ (kec. Putaran pengaduk)} = D_a \times N$$

$$\text{Keterangan : } v = \text{Peripheral speed (m/min)}$$

Untuk pengaduk jenis paddle agitator:

$$\text{Peripheral speed} = 20 - 200 \text{ m/min}$$

$$D_a = \text{Diameter pengaduk (m)}$$

$$N = \text{Putaran pengaduk}$$

Diambil putaran pengaduk sebesar 200 rpm

$$\text{Jumlah putaran (N)} = 200 \text{ rpm} = 3.3 \text{ rps}$$

$$D_a = 1.5545 \text{ m} = 5.1 \text{ ft}$$

$$N_{re} = \frac{D_a^2 N \rho}{\mu} = 10016107.52$$

Karena $N_{re} > 2100$ (Turbulen), maka digunakan baffle

Karena $N_{re} > 2100$, maka diperlukan 4 buah baffle, 90°

$$\begin{aligned} \text{Lebar baffle (J)} &= 1/12 * D_a \\ J &= 0.084 \times 1.5545 \\ J &= 0.1295 \text{ m} \\ &= 0.425 \text{ ft} \end{aligned}$$

Perhitungan power pengaduk

$$N_p = 5 \quad (\text{Geankoplis, Figure 3.4-4. p:145})$$

$$\begin{aligned} P &= N_p \rho N^3 D_a^5 \\ &= 5 \times 1243.7 \times 3.3^3 \times 1.5545^5 \\ &= 2028459 \text{ W} \\ &= 2028.459 \text{ kW} \quad (1 \text{ kW} = 1.34 \text{ hp}) \\ &= 2718.135 \text{ hp} \end{aligned}$$

Daya motor (P_i):

$$h_{\text{motor}} = 95\% \quad (\text{Timmerhauss, p:520})$$

$$P_i = \frac{P}{h} = \frac{2718.1}{95\%} = 2861.2 \text{ hp}$$

Jadi, digunakan daya motor = 2861.19 hp

Spesifikasi alat :

Fermentor

- Bentuk : Cylinder Tank dengan tutup atas dan bawah berbentuk standard dished head dilengkapi dengan pengaduk model six flat blade turbin jenis paddle agitator
- Diameter : 5.2 m

Tinggi Tangki	:	7.8	m
Tebal tangki	:	0.3	in
Total tinggi tangki	:	10.01	m
Volume tangki	:	187.38	m ³
Volume liq. Maks	:	138.20	m ³
Material	:	Stainless steel type 304, grade 3 (SA-167)	
Pengelasan	:	Double Welded Butt Joint	
Jumlah	:	1	buah
Agitator			
Model	:	Six Flat Blade Turbine	
Type	:	Agitator	
Diameter propeller	:	1.5545	m
Lebar blade	:	0.3109	m
Panjang blade	:	0.3886	m
Kec. Pengadukan	:	200	rpm
Power Motor	:	2861.2	kW
Jumlah blade	:	6	buah (1 pengaduk = 6 blade)
Jumlah pengaduk	:	1	buah
Material	:	Stainless steel type 304,	

C.12 Rotary Drum Filter (H-230)

Fungsi	:	Memisahkan limbah nanas dari seratnya dan mengambil cairannya	
Type	:	Rotary Drum Filter	
Dasar pemilihan	:	Memisahkan fiber dari limbah nanas	
Tekanan	=	1	atm

Temperatur	=	30	°C
Filtrat yang keluar	=	60832.13	kg/jam
Cake yang dihasilkan dalam filter	=	24640.00	kg/jam
Densitas cake	=	1316.00	kg/m ³
Densitas filtrat	=	987.70	kg/m ³
Viskositas filtrat	=	0.000794	kg/m.s
Volume filtrat	=	61.59	m ³ /jam
Massa dry cake	=	1656.59	kg/jam
Konsentrasi padatan masuk filter (Cs)	=	400.07	kg/m ³ slurry
Kandungan air pada cake filter	=	47	%
Penurunan tekanan	=	25	Psi
	=	172369	Pa
Waktu siklus (t)	=	5 menit	= 300 s
Bagian filter yang tercelup(f)	=	30	%

Perhitungan :

Menghitung luas filter

$$= \frac{V}{A \cdot t_c} = \left(\frac{2 \cdot f \cdot \Delta P}{t_c \cdot \mu \cdot C_s} \right)^{\frac{1}{2}}$$

(Geankoplis, pers. 14.2-25, hlm 808)

$$m = \frac{\text{massa wet cake}}{\text{massa dry cake}} = \frac{24640}{1656.6} = 14.87$$

$$C_x = \frac{\text{massa dry cake}}{\text{massa slurry}} = \frac{1656.59}{85472.13} = 0.0194$$

$$C_s = \frac{r C_x}{1 - m C_x} = \frac{987.70 \times 0.019}{1 - 14.9 \times 0.02}$$

$$= 26.90 \text{ Kg/m}^3 \text{ slurry}$$

$$\frac{V}{t_c} = m_{\text{slurry}}(C_x)/(C_s) \quad (\text{Geankoplis, hlm 918})$$

$$= 15 \times \frac{0.0194}{26.90}$$

$$= 0.010718 \text{ m}^3 \text{ filtrat/s}$$

(Geankoplis, hlm 918)

$$\alpha = (4,37 \times 10^9)(-\Delta P)^{0,3}$$

$$\alpha = (4,37 \times 10^9)(17236833)^{0,3}$$

$$= 2.E+15 \text{ m/kg}$$

$$\frac{V}{A t_c} = \frac{2 \times 0.3 \times 25000}{300 \times 0.0009 \times 2.E+15 \times 26.90}$$

$$\frac{1.07E-02}{A} = 1.E-06$$

$$A$$

$$A = 9110.53 \text{ m}^2$$

Menghitung Diameter Filter :

$$A = \pi D H$$

$$H = 2D$$

$$A = \pi D 2D$$

$$D = \sqrt{\frac{1843.9}{2 \times 3,14}}$$

$$= 38.09 \text{ m}$$

$$R = \frac{D}{2}$$

$$= 19 \text{ m}$$

$$H = 76 \text{ m}$$

Menghitung Waktu Tinggal :

$$\begin{aligned} t &= f \times t_c \\ &= 0.3 \times 300 \\ &= 90 \text{ s} \end{aligned}$$

Menghitung Kecepatan Putar :

$$\begin{aligned} N &= \frac{f}{t_c} \\ &= \frac{0.3}{5} \\ &= 0.06 \text{ putaran/menit} \end{aligned}$$

Spesifikasi :

Fungsi	: Memisahkan limbah nanas dari seratnya dan mengambil filtratnya	
Tipe	: Rotary Drum filter	
Kapasitas	: 85472	kg/jam
Tekanan	: 1	atm
Temperatur	: 30	°C
Filtrat yang keluar	: 60832	kg/jam
Berat cake yang dihasilkan dalam filter	: 24640	kg/jam
Densitas cake	: 1316	kg/m ³
Densitas filtrat	: 987.70	kg/m ³
Viskositas filtrat	: 0.0008	Pa.s
Volume filtrat	: 61.59	m ³ /jam
Massa dry cake	: 1656.6	kg/jam
Konsentrasi padatan		

masuk filter (Cs)	: 26.90	kg/m ³ slurry
Kandungan air pada cake filter	: 47	%
Penurunan tekanan	: 25	kPa
Waktu siklus (t)	: 5	300 s
Bagian filter yang terokupasi	: 30	%
Luas filter	: 9110.5	m ²
Diameter filter	: 38.09	m
Tinggi filter	: 76.18	m
Waktu tinggal	: 90	s
Kecepatan putaran	: 0.06	putaran/menit
Jumlah	: 1	unit

C.13 Screw Conveyor (H-232)

Fungsi	: Untuk memindahkan broth dari Rotary Drum Filter menuju Waste tank
Type	: Troughed Antifriction Idlers (20°)
Dasar Pemilihan	: Digunakan untuk memindahkan material abrasif dengan bentuk tak beraturan, secara horizontal
Flowrate broth	: 1E+06 kg/hari : 60.832 ton/jam

Data yang diperoleh (Perry's edisi VII Tabel 21-7)

Kemiringan Belt	= 20°
Lebar Belt	= 14 in = 0.35 m
Panjang	= 30 m
Kecepatan normal conveying	= 200 ft/menit = 1.016 m/s

Kapasitas maksimum = 64 ton/jam
 Cross section area of load = 0.1 ft²
 Belt Plies = 3-5 buah
 Power = 0.4 hp/100 ft
 = 0.0044 hp/ft
 = 0.4 hp

Ukuran lump maksimum = 2 in
 Dengan lebar 14 in, dari Tabel 5.5 (Wallas)

kecepatan yang diperlukan adalah 38.4 ton/jam

Dari rumus Example 5.4 dan grafik 5.5 (c) didapat :

Daya = P horizontal + P vertikal + P kosong
 = $[0.4 + (L/300)(W/100)] + [0.001HW] + P$
 = $[0.4 + (65.6/300)(28.829/100)] +$
 $[(0.001)(65.616 \tan 20^\circ)(28.829)] +$
 = $[(28.829/38.4)(100)(0.2)]/100$
 = 0.4 hp = 0.3229 kW

Spesifikasi :

Nama alat = Screw conveyer
 Fungsi = Untuk memindahkan broth dari
 Rotary Drum Filter menuju
 Waste tank
 Type = Troughed Antifriction Idlers
 (on 20° idlers)
 Kapasitas maks = 64 ton/jam
 Power motor = 0.32 kW
 Jumlah = 1 buah

C.14 Distilasi (D-310)

Fungsi	:	Menghasilkan Ethanol dengan kemurnian diatas 50%
Model	:	Continous Binary Distillation
Type	:	Sieve Tray
Kondisi Operasi		
P _{udara}	:	1 atm
T _{destilat}	:	80.4 °C
T _{bottom}	:	100.6 °C
Dasar pemilihan :	Sieve Tray relatif lebih murah daripada bubble tray, juga dapat digunakan untuk rate yang besar dan entrainment yang cukup kecil	
Basis waktu	:	1 jam
Feed masuk dalam keadaan saturated liquid		
Tujuan	:	a. Menentukan jenis kolom b. Menentukan bahan konstruksi kolom c. Menghitung jumlah <i>plate</i> d. Menentukan lokasi umpan e. Menentukan dimensi kolom

a. Menentukan jenis kolom

Dalam perancangan ini dipilih jenis *tray* dengan pertimbangan

- Perkiraan awal diameter kolom > 3 ft
- Fluida tidak bersifat korosif

Rentang batas laju alir yang cukup besar tanpa menimbulkan *flooding*

Jenis *tray* yang digunakan adalah *sieve tray* dengan pertimbangan,

- Kapasitas uap dan cairannya besar
- *Pressure drop* yang rendah dengan efisiensi *tray* tinggi
- Lebih ringan, *low cost* dan fabrikasi yang relatif mudah
- Kestabilan yang lebih tinggi saat operasi

b. Menentukan bahan konstruksi kolom

Bahan konstruksi : *Carbon Steel* SA-285 Grade A, dengan pertimbangan :

- sehingga untuk kapasitas yang sama hanya memerlukan bahan yang tipis
- Harga material yang relatif murah

c. Menghitung jumlah *plate* aktual

Untuk menghitung jumlah *plate* digunakan metode *shortcut*.

Jumlah *plate* minimum metode Fenske

(geankoplis 11.7-12, hal 683)

$$N_m = \frac{\log [(X_{LK}/X_{HK})_D * (X_{HK}/X_{LK})_B]}{\log [(\alpha_{LK/HK})_{av}]}$$

$$\begin{aligned}\alpha_{top} &= K_{iLK} / K_{iHK} \\ &= 1.0733 / 0.4844 \\ &= 2.2157\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\alpha_{bottom} &= K_{iLK} / K_{iHK} \\ &= 2.244 / 1.026 \\ &= 2.1871\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\alpha_{av} &= (2.2157 + 2.1871)^{0.5} \\ &= 2.0983\end{aligned}$$

$$\log \alpha_{av} = 0.3219$$

$$\log [(X_{LK}/X_{HK})_D * (X_{HK}/X_{LK})_B]$$

$$\begin{aligned} \text{Destilat} &= 445.02 \text{ kmol} \\ X_{LK} &: 0.255 \\ X_{HK} &: 0.742 \\ \text{Bottom} &= 2698.9 \text{ kmol} \\ X_{LK} &: 0.0052 \\ X_{HK} &: 0.9911 \\ \log [(X_{LK}/X_{HK})_D * (X_{HK}/X_{LK})_B] &= 1.8163 \end{aligned}$$

$$Nm = \frac{1.8163}{0.3219} = 5.6428$$

$$\text{Jumlah plate minimum} = 6$$

$$\begin{aligned} R_{min} &= (1/\alpha_{LK/HK} - 1) (F/D) \\ &= (1/2.098 - 1) (94.191/17.075) \\ &= 5.024 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} R &= 1.5 \quad R_{min} \\ &= 7.5359 \end{aligned}$$

$$R/(R+1) = 0.8828$$

$$R_{min}/(R_{min}+1) = 0.834$$

Jumlah Plate teoritis dengan metode Gilliland

dari figure 11.7-3 Geankoplis didapatkan $N_{min}/N = 0.3$

$$\begin{aligned} N &= 18.809 \\ &= 19 \text{ stages} \end{aligned}$$

**d. Menentukan lokasi umpan masuk kolom,
Penentuan lokasi Feed Plate, metode Kirkbride**

$$\log(m/p) = 0.206 \log\{(B/D)(X_{HK}/X_{LK})_F[(X_{LK})_B/(X_{HK})_D]^2\}$$

m = jumlah stage diatas feed plate
p = jumlah stage dibawah feed plate

$$\log(m/p) = 0.0262$$

$$(m/p) = 1.0622$$

m+p = 19 stages

maka p = 9.2133
m = 9.7867

**e. Menentukan Dimensi Kolom
Bagian Enriching Atas**

BM Liquid

Komponen	BM	Xi	Xi . BM
CH ₃ CHO	44	0.03	1.17
C ₂ H ₅ OH (LK)	46	0.16	7.48
Propanol	60	0.00	0.00
H ₂ O (HK)	18	0.81	14.64
Butanol	74	0.00	0.00
CH ₃ COOH	60	0.00	0.01
Amyl Alkohol	88	0.00	0.00
Isoamyl Alkohol	88	0.00	0.00
C ₃ H ₈ O ₃	92	0.00	0.00
Total		1.00	23.30

BM Uap

Komponen	BM	Yi	Yi . BM
CH ₃ CHO	44	0.30	13.15
C ₂ H ₅ OH (LK)	46	0.46	20.94
Propanol	60	0.00	0.00
H ₂ O (HK)	18	0.26	4.59
Butanol	74	0.00	0.00
CH ₃ COOH	60	0.00	0.00
Amyl Alkohol	88	0.00	0.00
Isoamyl Alkohol	88	0.00	0.00
C ₃ H ₈ O ₃	92	0.00	0.00
Total		1.01	38.69

Bagian Enriching Bawah

BM Liquid

Komponen	BM	Xi	Xi . BM
CH ₃ CHO	44	0.00	0.00
C ₂ H ₅ OH (LK)	46	0.01	0.54
Propanol	60	0.00	0.00
H ₂ O (HK)	18	0.95	17.10
Butanol	74	0.00	0.00
CH ₃ COOH	60	0.01	0.68
Amyl Alkohol	88	0.00	0.00
Isoamyl Alkohol	88	0.00	0.00
C ₃ H ₈ O ₃	92	0.03	3.12
Total		1.01	21.45

BM Uap

Komponen	BM	Yi	Yi . BM
CH ₃ CHO	44	0.00	0.00
C ₂ H ₅ OH (LK)	46	0.03	1.20
Propanol	60	0.00	0.00
H ₂ O (HK)	18	0.97	17.44
Butanol	74	0.00	0.00
CH ₃ COOH	60	0.01	0.38
Amyl Alkohol	88	0.00	0.00
Isoamyl Alkohol	88	0.00	0.00
C ₃ H ₈ O ₃	92	0.00	0.00
Total		1.00	19.03

Beban Kolom

Data operasi :

Tekanan operasi = 14.7 mmHg

Jumlah Plate aktual = 19 stage

Asumsi : Equimolar overflow

$$\begin{aligned}
 L &= R \times D \\
 &= 7.5 \times 17.075 \\
 &= 128.67 \text{ kgmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V &= (R + 1) \times D \\
 &= 145.75 \text{ kgmol/jam}
 \end{aligned}$$

Feed saturated liquid maka q = 1

$$\begin{aligned}
 L' &= qF + L \\
 &= 94 + 129 \\
 &= 223 \text{ kgmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V' &= (q-1)F + V \\
 &= 146 \text{ kgmol/jam}
 \end{aligned}$$

karena beban uap terbesar terdapat pada enriching atas, maka perancangan kolom didasarkan pada enriching atas

$$\begin{aligned}
 V &= 145.75 \text{ kgmol/jam} \\
 &= 321.23 \text{ lbmol/jam} \\
 L &= 128.67 \text{ kgmol/jam} \\
 &= 283.6 \text{ lbmol/jam} \\
 \text{BM uap} &= 38.69 \text{ lb/lbmol} \\
 \text{BM liquid} &= 23.30 \text{ lb/lbmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \rho_v &= \frac{\text{BM} \times T_o \times P}{360 \times T \times P_o} \\
 &= \frac{38.69 \times 237.15 \times 1}{360 \times 362 \times 1} \\
 &= 0.0704 \text{ lb/ft}^3 \\
 &= 0.0011 \text{ g/cm}^3
 \end{aligned}$$

Densitas Liquid

Komponen	ρ	x_i	$x_i \cdot \rho$
CH ₃ CHO	704	0.00	0.00
C ₂ H ₅ OH (LK)	790	0.17	134.30
Propanol	734	0.00	0.00
H ₂ O (HK)	966	0.83	801.78
Butanol	785	0.00	0.00
CH ₃ COOH	977	0.00	0.10
Amyl Alkohol	679	0.00	0.00
Isoamyl Alkohol	679	0.00	0.00
C ₃ H ₈ O ₃	723	0.00	0.00
Total		1.00	936.18

$$\begin{aligned}\rho_{\text{liquid}} &= 936.18 \text{ kg/m}^3 \\ &= 58.043 \text{ lb/ft}^3\end{aligned}$$

Surface Tension

Suface Tension diprediksi dengan persamaan

$$\sigma^{1/4} = \Sigma[\rho L \ x_i/ML) - (\rho V \ y_i/Mv)]$$

Komponen	xi	yi	$\rho L.x_i/ML$	$\rho V.y_i/Mv$
CH3CHO	0.03	0.30	0.07	0.0005
C2H5OH (LK)	0.16	0.46	0.41	0.0008
Propanol	0.00	0.00	0.00	0.0000
H2O (HK)	0.81	0.26	2.03	0.0005
Butanol	0.00	0.00	0.00	0.0000
CH3COOH	0.00	0.00	0.00	0.0000
Amyl Alkohol	0.00	0.00	0.00	0.0000
Isoamyl Alkohol	0.00	0.00	0.00	0.0000
C3H8O3	0.00	0.00	0.00	0.0000
Total	1.00	1.01	2.50	0.0018367

lanjutan

Komponen	P	Σ
CH ₃ CHO	211.20	13.88
C ₂ H ₅ OH (LK)	137.20	55.49
Propanol	171.20	0.00
H ₂ O (HK)	52.00	105.33
Butanol	210.20	0.00
CH ₃ COOH	118.00	0.03
Amyl Alkohol	246.00	0.00
Isoamyl Alkohol	249.20	0.00
C ₃ H ₈ O ₃	164.00	0.00
Total		174.73

$$\sigma^{1/4} = 174.73$$

$$\sigma = 932.18 \text{ N/m}$$

1. Penentuan Diameter Kolom

Dengan menggunakan

Tray spacing (T) = 20 in

Dari figure 8-82 Ludwig vol 2 hal 135 diperoleh :

$$C = 200$$

$$V_c = (C \times (\rho_v \times (\rho_L - \rho_v)))^{0.5}$$

$$= 28.57038$$

Menghitung diameter kolom

$$D_t = ((4/\pi) \times (V/V_c))^{1/2}$$

$$= 1.1 \times \left(\frac{169.64}{29} \right)^{0.5}$$

$$= 2.753529 \text{ ft}$$

$$= 33.04235 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}\text{standarisasi} &= 34 \text{ in} \\ &= 2.8333 \text{ ft}\end{aligned}$$

Penentuan type tray

$$\begin{aligned}V_m &= \frac{V}{\rho V \times 3600} \\ &= \frac{321.2311451}{0.0704 \times 3600} \\ &= 1.2675 \text{ ft}^3/\text{detik} \\ Q_m &= \frac{L}{\rho L \times 3600} \\ &= \frac{283.5983798}{58.043 \times 3600} \\ &= 0.0014 \text{ ft}^3/\text{detik} \\ &= 0.6284 \text{ gpm}\end{aligned}$$

Beban maksimum

$$\begin{aligned}V_{\max} &= 1.3 V_m = 1.6477 \text{ ft}^3/\text{detik} \\ Q_{\max} &= 1.3 Q_m = 0.8169 \text{ gpm}\end{aligned}$$

Beban Minimum

$$\begin{aligned}V_{\min} &= 0.7 V_m = 0.8872 \text{ ft}^3/\text{detik} \\ Q_{\min} &= 0.7 Q_m = 0.4399 \text{ gpm}\end{aligned}$$

2. Menentukan Type Tray

$$\begin{aligned}\text{Pada } D_t &= 2.7535 \text{ ft} \\ Q &= 0.8169 \text{ gpm} \\ \text{Tipe tray} &: \text{ reserve flow}\end{aligned}$$

(Tabel 14.3 Van Winkle Page 574)

Proses foaming

$$\begin{aligned} A_t &= \pi D^2 / 4 \\ &= 5.9518 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

3. Panjang weir (lw) dan tinggi liquid diatas weir (h_{ow})

$$H_{ow \text{ max}} = \frac{(Q_{\text{max}} / 2)^{2/3}}{(2.98 \cdot l_w)}$$

$$H_{ow \text{ min}} = \frac{(Q_{\text{min}} / 2)^{2/3}}{(2.98 \cdot l_w)}$$

Untuk reserve flow : lw 0.5 x L

$$2" < h_w + h_{ow} = h_l < 4"$$

diambil h_w = 2"

L/D	0.6	0.65	0.7	0.75	0.8	
L,in	19.2	20.8	22.4	24	25.6	
lw,in	9.6	10.4	11.2	12	12.8	
how max,i	0.3344	0.3171	0.3018	0.29	0.2761	
how min,i	0.2213	0.2098	0.1997	0.19	0.1827	
hlmax,in	2.3344	2.3171	2.3018	2.29	2.2761	<4"
hlmin,in	2.2213	2.2098	2.1997	2.19	2.1827	>2"

4. Tinggi outlet weir (hw)

Dipakai h_w - h_c = 0.25"

$$\begin{aligned} h_c &= 2 - 0.25 \\ &= 1.75 \text{ "} \end{aligned}$$

Luas down comer clearence :

$$A_{dc} = h_c \times \text{panjang down corner clearence}$$

$$A_{dc} = h_c \times l_w$$

5. Tinggi down weir (hd)

$$hd = 0.03 ((Q_{max}/2)/(100 \cdot A_{dc}))^2 < 1''$$

Luasan daerah untuk uap :

$$A_c = A_t - 2 \times A_d$$

6. Active Area

$$A_a = 2 \{ x(r^2 - x^2)^{0.5} + r^2 \arcsin x/r \}$$

$$x = \frac{D}{2} \frac{(H+W)}{12} \quad (\text{Digunakan } W_s = 4'')$$

$$r = \frac{D}{2} \frac{W_e}{12} \quad (\text{Digunakan } W_e = 1.5'')$$

$$\begin{aligned} x &= \frac{2.753529}{2} \frac{(H + 4)}{12} \\ &= 1.4 - \frac{(H + 4)}{12} \end{aligned}$$

$$r = \frac{2.753529}{2} - \frac{1.5}{12} = 1.21$$

$$\% = \frac{A_a}{A_t} \times 100 \%$$

L/D	0.6	0.65	0.7	0.75	0.8
Ad/At	0.05	0.07	0.09	0.11	0.14
H/D	0.1	0.12	0.14	0.17	0.2
Ad,ft	0.29	0.38	0.49	0.63	0.79
H,in	0.27	0.32	0.38	0.45	0.53
A _{dc} . ft ²	16.8	18.2	21	21	22.4

hd<1"	5.00E-05	4E-05	3E-05	0.00	3.00E-05
Ac,ft ²	5	4.82	4.6	4.33	3.99
x	0.98	0.97	0.97	0.96	0.96
Aa, ft ²	5.42	3.42	3.43	3.45	3.47
Aa/At	0.97	0.61	0.61	0.62	0.62

Diambil L/D 0.7 dengan Aa/At 0.61494

Perhitungan diameter nozzle

$$\begin{aligned}
 \rho \text{ liquid} &= 936.18 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 58.04 \text{ lbm/ft}^3 \\
 \text{Rate massa feed} &= 2172.8 \text{ kg/jam} \\
 \text{Flowrate feed} &= 2.321 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 0.0227 \text{ ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Asumsi aliran Turbulen (Nre >2100)

(Peter Timmerhaus Ed IV hal 496)

$D_{i \text{ optimum}}$	=	3.9	x	$Q_f^{0.45}$	x	$\rho^{0.13}$
-------------------------	---	-----	---	--------------	---	---------------

Dimana :

$$\begin{aligned}
 D_{i \text{ optimum}} &= 1.2049 \text{ in} \quad (\text{Kern, table 11 hal 844}) \\
 \text{Diameter Nominal} &= 1 \frac{1}{4} \text{ in Sch 40} \\
 \text{ID} &= 1.38 \text{ in} = 1.1495 \text{ ft} \\
 A &= 1.5 \text{ in}^2 = 0.0104 \text{ ft}^2 \\
 \mu \text{ campuran} &= 0.7943 \text{ cp} \\
 &= 0.0005 \text{ lbm/ft.s} \\
 &= 0.0008 \text{ kg/m.s}
 \end{aligned}$$

Check jenis Aliran

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan alir, } v &= \frac{0.0227 \text{ ft}^3/\text{s}}{0.0104 \text{ ft}^2} \\
 &= 2.185 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_{re} &= \frac{\rho \times D \times v}{\mu} \\ &= 273145.4418 \end{aligned}$$

Karena $N_{re} > 2100$ maka asumsi aliran turbulen sudah benar, sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih 1 1/4 in sch 40

Untuk susunan segitiga sama sisi

Digunakan diameter lubang = 1 "

Tebal lubang = 3/16 "

$$A_o = \frac{A_a \cdot 0,9065}{n^2}$$

n	2.5	3	3.5	4
A_o, ft^2	0.50	0.35	0.25	0.19

8. Checking pressure drop

$$U_o = \frac{V_{\max}}{A_o} = \frac{1.6477}{A_o}$$

$$h_p = 12 \frac{\rho_v}{\rho_L} \times 1,14 \left(\frac{U_o^2}{2g_c} \right) \left[0,4 \left(1,25 - \frac{A_o^2}{A_c} \right) + \left(1 - \frac{A_o}{A_c} \right)^2 \right]$$

$$h_p = 12 \frac{0.07}{58} \times 1,14 \left(\frac{U_o^2}{2 \times 32} \right) \left[0,4 \right.$$

$$\left. \left(1,25 - \frac{A_o}{5} \right) + \left(1 - \frac{A_o^2}{5} \right)^2 \right]$$

$$= 0.00026 U_o^2 \left[\left(1 - 0,08 A_o \right) + \left(1 - A_o^2 \right) \right]$$

$$h_p = \frac{31.2}{\rho_L} = \frac{31.2}{58} = 0.5375 \text{ (liquid)}$$

$$\begin{aligned} h_{\text{total}} &= h_p + h_p + h_{I_{\max}} \\ &= h_p + 0.537531 + 2.334 \end{aligned}$$

$$= \text{hp} + 2.9 \text{ (liquid)}$$

n	2.5	3	3.5	4
Ao,ft	0.50	0.35	0.25	0.19
Uo, ft/dt	3.3121	4.7694	6.4916	8.4789
hp,in	0.004125	0.0087	0.0161	0.0276
ht,in	2.875656	2.8802	2.8877	2.8992

9. Checkng down comer back up

$$\begin{aligned} \text{Hd} &= \text{Hl}_{\max} + \text{ht} + \text{hd} \\ &= 2.3 + \text{ht} + 0 \\ &= 2.3 + \text{ht} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \frac{\text{Hd}}{\text{T} + \text{hw}} &= \frac{\text{Hd}}{20 + 2} = \frac{\text{Hd}}{22} \text{ " } \leq 0.5 \\ \text{tw} &= 0.8 [\text{how}_{\max} (\text{T} + \text{hw} - \text{hd})]^{0.5} \\ &= 0.8 [0.039 + 0.334 + (18.2 - \text{hd})]^{0.5} \\ \text{tw} &= 0.6 \text{ H} \\ \text{tw} &= (0.6 \times 0.38) \\ \text{tw} &= 0.2288 \text{ " } \\ \text{tw} &= 0.22288 \text{ " } \leq 0.5 \text{ in} \end{aligned}$$

checking weeping

$$\begin{aligned} \text{hpw} &= 0.2 + 0.05 \text{ hlmax} \\ &= 0.2 + (0.05 \times 2.3344) \\ &= 0.3 \text{ " } \end{aligned}$$

$$\text{Um} = \frac{V_{\min}}{A_o} = \frac{0.8872 \text{ (ft/dt)}}{A_o}$$

$$\text{hpm} = 0.0002$$

$$U_m^2 = [(0.5 - 0.08 A_o) + (1 - 0.04 A_o^2)]$$

hpm \geq hpw
hpm \geq 0.3 "

syarat

n	2.5	3	3.5	4
hd	74.68	151.56	278.97	475.18
hd/20	3.7340	7.5780	13.949	23.759
Um	238.6996	343.73	467.85	611.07
hpm	7.47	14.832	27.056	45.911

dari perhitungan diatas ternyata semuanya memenuhi syarat

10. Checking entrainment

$$\begin{aligned}
 e &= 0.2 [(73/tho)(U_c/Te)^{3,2} \\
 &= 0,22(73/tho)((V_{max}/Ac)/(T-2,5hl_{max})^{3,2} \\
 &= ((220,537/4,6)/(32-2,5 \times 0,192)^{3,2} \\
 &= 0.000036 < 0.1 \text{ (memenuhi)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \psi &= \frac{0.000036}{1 + 0,00004} \\
 &= 3.59986E-05
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &\frac{L'_{max}}{V'_{max}} \left(\frac{\rho_v}{\rho_l} \right)^{0,5} \\
 &= \frac{4139.1}{5795.7} / \frac{5.582}{5.582} \frac{(0,0546)^{0,5}}{46.634}
 \end{aligned}$$

Penentuan Tinggi Kolom Total

Tinggi Kolom Bagian Tray

$$N_{actual} = 20$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi Kolom Bagian Tray} &= T \times (N_{\text{actual}} - 1) \\
 &= 20 \times 19 \\
 &= 380 \text{ in} \\
 &= 31.667 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Tinggi Ruang Kosong di atas tray

ditetapkan tinggi ruangan kosong di atas tray = 3 ft

Tingg Hold up Liquida (bagian bawah kolom = 10 menit

ditetapkan hold up time liquida = 0.17 jam

$$\rho_l = 47 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{rate} = 2757.7 \text{ lb/jam}$$

$$\begin{aligned}
 \text{tinggi penampang} &= \frac{\text{rate} \times \text{hold up}}{\rho_l A_t} \\
 &= \frac{2757.7 \times 0.17}{46,634 \times 5.582} \\
 &= 1.7655 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

tinggi ruangan kosong diatas liquida

ditetapkan tinggi ruang kosong diatas liquid = 1 ft

tebal tutup dan tinggi bejana

direncanakan : tutup atas = tutup bawah

penentuan tinggi tutup

digunakan tutup berbentuk tutup standart dishead head

bahan konstruksi : SA-285 grade C (tabel 13.1 brownell & young)

$$f = 13750$$

$$E = 0.9$$

$$C = 0.125$$

$$= 14.877$$

$$P_{\text{design}} = 15.621$$

$$R = 0.5D = 1 \text{ ft}$$

$$= 16 \text{ in}$$

spesifikasi kolom distilasi I

nama : distilasi I

fungsi : menghasilkan etanol dengan kemurnian 50%

type : shive trays

Dimensi : diameter : 2.6667 ft

tinggi : 37.31 ft

jumlah tray : 20 buah

tray spacing : 20 in

panjang weir : 0.9333 ft

Active area : 3.4327 ft²

tebal shell : 0.1875 in

jumlah kolom destilasi I : 1 buah

BIODATA PENULIS



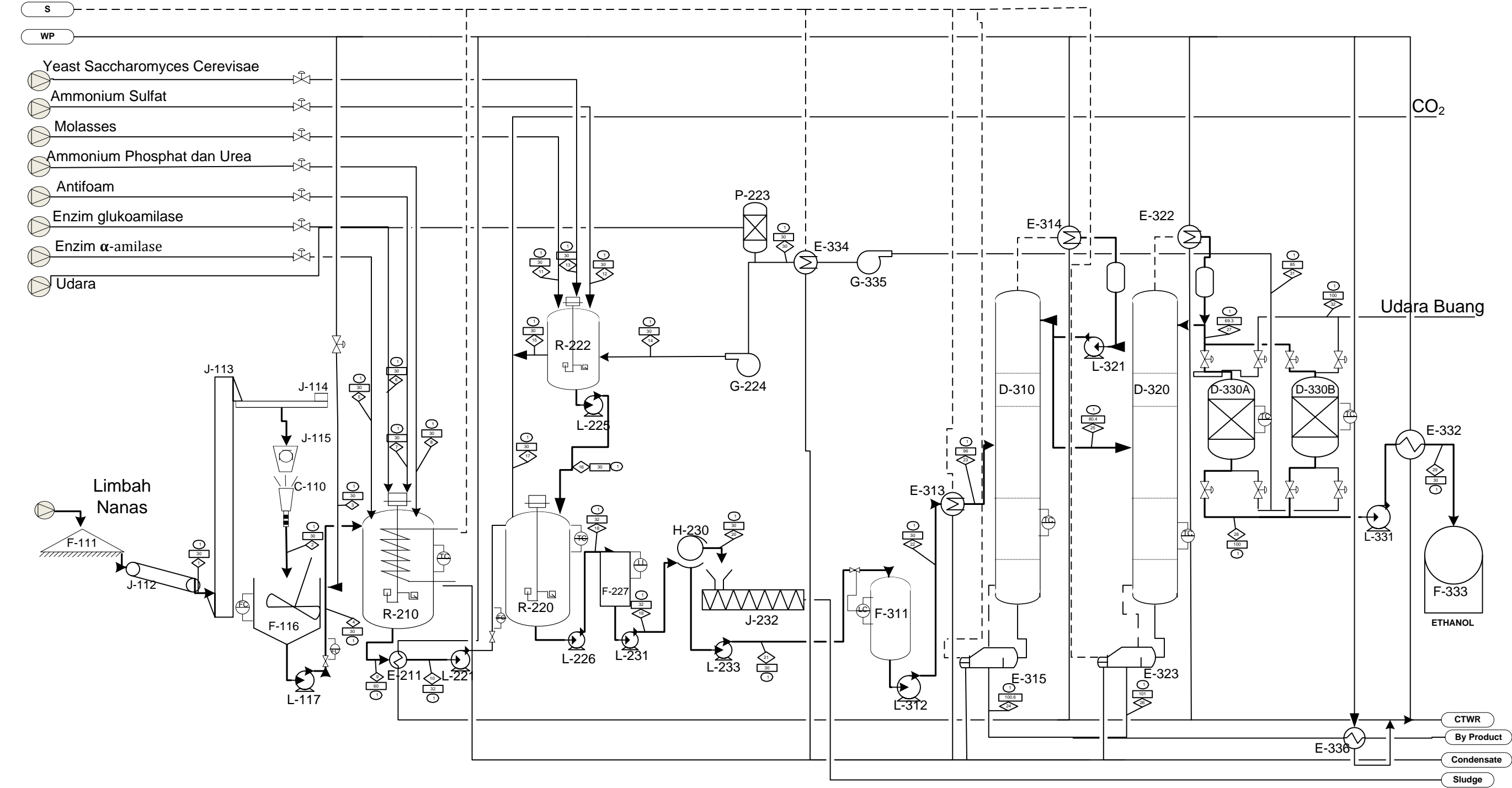
Nama Prayudhitia Putri Kusumawardani. Penulis dilahirkan di Mojokerto, 21 Agustus 1996, merupakan anak pertama dari 3 bersaudara. Penulis telah menempuh pendidikan formal yaitu di TK Tunas Melati Talawi Hilia Sumatera Barat, SDN 02 Talawi Hilir Sumatera Barat, SMPN 1 Mojokerto dan SMAN 1 Sooko Mojokerto. Setelah lulus dari SMAN tahun 2014, Penulis mengikuti SMITS dan diterima di Departemen Teknik Kimia Industri Fakultas Vokasi ITS pada tahun 2014 dan terdaftar dengan NRP 2314030009. Selama kuliah penulis aktif di Paduan Suara Mahasiswa ITS dan Trainer Keilmiah V ITS dan beberapa pelatihan dan seminar yang diadakan di Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya (ITS). Penulis pernah melaksanakan kerja praktek di PG Gempolkrep Mojokerto.

Email : prayudhitia@gmail.com



Nama Nurul Aini. Penulis dilahirkan di Bangkalan 05 November 1995, anak pertama dari 3 bersaudara. Penulis telah menempuh pendidikan formal yaitu di TK Perwanida Bangkalan, SDN Kraton 3 Bangkalan, SMPN 1 Bangkalan dan SMAN 3 Pamekasan. Setelah lulus dari SMAN tahun 2014, penulis mengikuti SMITS dan diterima di Departemen Teknik Kimia Industri Fakultas Vokasi ITS pada tahun 2014 dan terdaftar dengan NRP 2314030011. Selama kuliah penulis aktif di Himpunan Mahasiswa Departemen Teknik Kimia Industri Fakultas Vokasi ITS dan beberapa pelatihan dan seminar yang diadakan oleh Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya (ITS). Penulis pernah melaksanakan kerja praktek di THE LINDE GROUP, Gresik, Indonesia.

Email : nurulaini1425@gmail.com



S	STEAM
WP	WATER PROBES
CTWR	COOLING WATER RETURN
PRODUK	PRODUK
REED	REED
TEKANAN (BAR/GAGE)	TEKANAN (BAR/GAGE)
TEMPERATUR (CELCIUS)	TEMPERATUR (CELCIUS)
NOMOR ALIRAN	NOMOR ALIRAN
SYMBOL	KETERANGAN

40	E-336	COOLER II	1
39	G-336	BLOWER	1
38	E-334	PRE-HEATER	1
37	F-333	ETHANOL STORAGE TANK	1
36	E-332	COOLER I	1
35	L-331	POMPA	1
34	D-330B	MOLECULAR SIEVE II	1
33	D-330A	MOLECULAR SIEVE I	1
32	E-323	REBOILER DISTILASI II	1
31	E-322	CONDENSER DISTILASI II	1
30	L-321	POMPA	1
29	D-320	KOLOM DISTILASI II	1
28	E-315	REBOILER DISTILASI I	1
27	E-314	CONDENSER DISTILASI I	1
26	E-313	PRE-HEATER	1
25	L-312	POMPA	1
24	F-311	BROTH TANK	1
23	D-310	KOLOM DISTILASI I	1
22	L-233	POMPA	1
21	J-232	SCREW CONVEYOR	1
20	L-231	POMPA	1
19	H-230	ROTARY VACUUM FILTER	1
18	F-227	STORAGE TANK	1
17	L-226	POMPA	1
16	L-225	POMPA	1
15	G-224	BLOWER	1
14	P-223	AIR FILTER	1
13	R-222	SEED TANK	1
12	L-221	POMPA	1
11	R-220	FERMENTOR	2
10	E-211	COOLER	1
9	R-210	TANGKI HIDROLISA	1
8	L-117	POMPA	1
7	F-116	TANGKI MIXING	1
6	J-115	ROTARY KNIFE CUTTER	1
5	J-114	WEIGHING MOVING CONVEYOR	1
4	J-113	BUCKET ELEVATOR	1
3	J-112	BELT CONVEYOR	1
2	F-111	PENYIMPANAN LIMBAH NANAS	1
1	C-110	CRUSHER	1
NO	KODE	NAMA ALAT	JML

KETERANGAN	
FLOW SHEET	
PABRIK BIOETHANOL DARI LIMBAH NANAS DENGAN MOLECULAR SIEVE	
DISUSUN OLEH :	DOSEN PEMBIMBING :
1 PRAYUDHITIA PUTRI 2314 030 009	Ir. AGUS SURONO, MT NIP. 19590727 198701 1 001
2 NURUL AINI 2314 030 011	
DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA INDUSTRI FAKULTAS VOKASI INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER SURABAYA	

No	Komposisi	Aliran (kg/hari)																															
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32
1	Air	787497.1	787497.1	504235.4545	1291732.591					1272938.358	1272938.358	39842.20746					39846.31552		1311425	1311425	13114.3	1298310	1298310	1298310	1155497	142813	127104	15709.4	15087.51	15087.51	15087.51	15087.51	621.868
2	Karbohidrat	259977.9	259977.9		259977.8682					45496.12693	45496.12693								45496.13	45496.13	45496.1												
3	Gula tereduksi	202435.7	202435.7		202435.7045					202435.7045	202435.7045								202435.7	202435.7	202436												
4	Serat kasar	213855.2	213855.2		213855.1545					213855.1545	213855.1545								213855.2	213855.2	213855												
5	Protein	19279.59	19279.59		19279.59091					19279.59091	19279.59091								19279.59	19279.59	19279.6												
6	α-amilase					259.978				259.9778682	259.9778682								259.9779	259.9779	42192.2												
7	glukoamylase						129.988934			129.9889341	129.9889341								129.9889	129.9889	129.99												
8	Antifoam							19.87280909		19.87280909	19.87280909								19.87281	19.87281	19.87												
9	Urea								2599.778682	178734.7844	178734.7844								2599.00	2599.00	2599.78												
10	Ammonium Phospat								519.9557364	519.9557364	519.9557364								519.9557	519.9557	519.96												
11	Dextrin									13648.83808	13648.83808								13648.84	13648.84	13648.8												
12	Maltosa									42192.24152	42192.24152								42192.24	42192.24	259.98												
13	Glukosa									178734.7844	178734.7844								123503.2426	302.238	302.238	302.24											
14	Impurities											35857.98672							35857.99	35857.99	35858												
15	Ammonium Sulfat												0.051995574																				
16	S. Cereviceae													0.80795351					0.80795351														
17	Udara														7.123006722		0.458901																
18	CO ₂															9.289482328																	
19	Biomass																10.66117877																
20	Amyl alkohol																		50.44685	50.44685	0.5	49.94	49.94	49.94	49.5	0.00	0.00	0.00					
21	Isoamyl alkohol																		132.9574	132.9574	1.33	131.63	131.63	131.63	130.47	0.00	0.00	0.00					
22	Butanol																		26.50597	26.50597	0.27	26.24	26.24	26.24	26.16	0.00	0.00	0.00					
23	Propanol																		7.267767	7.267767	0.07	7.2	7.2	7.2	6.07	0.00	0.00	0.00					
24	Ethanol																		142588.6	142588.6	1425.89	141162.7	141162.7	141162.7	15531.92	125631	1257.18	119506					
25	C3H8O3																		15293.24	15293.24	152.93	15140.31	15140.31	15140.31	15140.31	0.00	0.00	0.00					
26	CH3COOH																		4533.57	4533.57	45.34	4488.23	4488.23	4488.23	4465.48	0.00	0.00	0.00					
27	CH3CHO																		664.9237	664.9237	6.65	658.27	658.27	658.27	0.03	0.00	0.00	879.18					

